



**TUGAS AKHIR – TL141584**

**STUDI APLIKASI METODE RISK  
BASED INSPECTION (RBI)  
SEMI-KUANTITATIF API 581  
PADA PRODUCTION SEPARATOR**

Moamar Al Qathafi  
NRP 2711 100 103

Dosen Pembimbing:  
Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA

JURUSAN TEKNIK MATERIAL DAN METALURGI  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2015



**FINAL PROJECT – TL141584**

**STUDY OF APPLICATION RISK  
BASED INSPECTION (RBI)  
SEMI-QUANTITATIVE API 581  
ON PRODUCTION SEPARATOR**

Moamar Al Qathafi  
NRP 2711 100 103

Advisor:  
Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA

DEPARTMENT OF MATERIALS AND METALLURGICAL  
ENGINEERING  
Faculty of Industrial Technology  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya  
2015

**STUDI APLIKASI METODE RISK BASED INSPECTION  
(RBI) SEMI-KUANTITATIF API 581 PADA PRODUCTION  
SEPARATOR**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi Korosi Dan Kegagalan Material  
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Material dan Metalurgi  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh:

**Moamar Al Qathafi**  
NRP 2711 100 103

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir:

**Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA** .....Pembimbing



**Surabaya,  
Januari 2015**

# **STUDI APLIKASI RISK BASED INSPECTION (RBI) SEMI-KUANTITATIF API 581 PADA PRODUCTION SEPARATOR**

Nama Mahasiswa : Moamar Al Qathafi  
NRP : 2711100103  
Jurusan : Teknik Material dan Metalurgi  
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA

## ***Abstrak***

*Risk Based Inspection (RBI) merupakan sebuah metode untuk merancang inspeksi dengan menggunakan dasar resiko yang dimiliki oleh alat pada unit kerja. Pada tugas akhir ini peralatan yang diteliti adalah Production Separator. Dimana production separator merupakan salah satu jenis pressure vessel. Pressure vessel adalah alat yang memiliki tekanan dan temperatur berbeda dengan kondisi lingkungan untuk menyesuaikan dengan fluida. Sebagaimana yang telah diketahui, bahwa setiap alat yang menggunakan tekanan dalam kerjanya diperlukan sebuah inspeksi untuk meyakinkan alat dapat berkerja secara baik. Hal ini dikarenakan jika terjadi kegagalan maka akibat yang ditimbulkan sangat besar baik pada manusia maupun lingkungan. Metode yang digunakan dalam tugas akhir ini adalah metode Risk Based Inspection Semi-Kuantitatif API 581, yang nantinya akan menghasilkan nilai resiko dan risk level dari alat. Hasil dari analisis menunjukkan bahwa terdapat 24 bagian memiliki tingkat resiko medium risk dan 4 bagian memiliki tingkat resiko medium high risk. Sehingga disarankan untuk melakukan inspeksi selanjutnya untuk bagian medium risk yaitu 3 tahun mendatang dan untuk bagian medium high disarankan untuk mengambil detail analysis dan repair karena tebal aktual yang rendah dan tingkat korosi yang tinggi. Untuk metode inspeksi yang disarankan adalah visual examination dan ultrasonic test.*

***Kata Kunci: RBI, Production Separator, Semi-Kuantitatif, API  
581***

# **STUDY OF APPLICATION RISK BASED INSPECTION (RBI) SEMI-QUANTITATIVE API 581 ON PRODUCTION SEPARATOR**

Student Name : Moamar Al Qathafi  
Student ID : 2711100103  
Department : Materials and Metallurgical Engineering  
Advisor : Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA

## ***Abstract***

*Risk Based Inspection (RBI) is a method to plan an inspection based on risk that equipment has in the unit of work. In this final project, the equipment that will serve as a research object is Production Separator. Production separator is one of a kind pressure vessel, which has different pressure and temperature compare to the environment to suit with the fluid inside. As we know, all of equipment containing pressure must be inspected to ensure its mechanical integrity to continue service. Because if the equipment brake, there will be severe damage to human and environment. Method that being used in this final project is Risk Based Inspection Semi Quantitative API 581 Method, later will provide the risk number and risk level of the equipment. The result, there are 24 parts that have medium risk and there are 4 parts that have medium high risk. Therefore, the next inspection planning for the medium risk parts are 3 year and for the medium high risk parts suggested to have detail analysis and repair because the actual thickness is too low and corrosion rates is high. For inspection method, it is suggested to use visual examination and ultrasonic test.*

***Keyword: RBI, Production Separator, Semi Quantitative, API 581***

*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillah Hirabbil'alamin

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberi nikmat, anugerah, serta karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir pada Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS yang berjudul:

### **“Studi Aplikasi Metode *Risk Based Inspection* (RBI) Semi-Kuantitatif API 581 pada *Production Separator*”**

Penulis menyadari bahwa tanpa bantuan dan dukungan dari berbagai pihak maka tugas akhir ini tidak dapat terselesaikan dengan baik. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah memberi dukungan, bimbingan, dan kesempatan kepada penulis hingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.

1. Orang tua penulis, Bapak Ir. Sudibyo dan Ibu Soehartatik yang selalu mendukung dan memberikan doa.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA selaku dosen pembimbing tugas akhir dan telah memberikan bimbingan dan wawasan.
3. Ibu Hariyati Purwaningsih, S.Si, M.Si selaku dosen wali penulis pada Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
4. Bapak Dr. Sungging Pintowantoro, ST., MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
5. Bapak Sutarsis, ST., M.Sc dan Bapak Wikan Jati Murti, ST., M.Sc. sebagai dosen pada Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS yang telah memberikan bimbingan dan menjadi teman diskusi selama melakukan penulis melakukan tugas akhir.
6. Eric Prasetyo MT 13 dan Mas Diwandaru selaku teman diskusi dan bertukar informasi selama pengerjaan tugas akhir.



7. Teman-teman MT 13 yang selalu memberi dukungan dan menjadi tempat berbagi baik dalam senang dan duka.
8. Dosen dan karyawan yang telah membantu penulis untuk menyelesaikan perkuliahan di Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
9. Dan untuk seluruh pihak yang telah memberikan partisipasi atas penulisan tugas akhir ini.

Penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi seluruh pihak yang membaca. Penulis juga menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan tugas akhir ini, sehingga penulis sangat menerima kritik dan saran dari para pembaca yang dapat membangun demi kesempurnaan tugas akhir ini.

Surabaya, Januari 2015  
Penulis,

Moamar Al Qathafi

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	<b>i</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	<b>v</b>
<b>ABSTRAK</b> .....	<b>vii</b>
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	<b>xi</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>xvii</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>xix</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Perumusan Masalah.....	2
1.3 Batasan Masalah.....	2
1.4 Tujuan Penelitian.....	2
1.5 Manfaat Penelitian.....	3
1.6 Sistematika Penulisan.....	3
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b>	
2.1 Penelitian Sebelumnya.....	7
2.2 <i>Risk Based Inspection</i> (RBI).....	7
2.3 Metode RBI Semi-Kuantitatif.....	10
2.4 Konsekuensi Kegagalan ( <i>Consequence of Failure</i> ).....	10
2.4.1 Fluida Representatif dan Sifatnya.....	10
2.4.2 Ukuran Lubang Kebocoran.....	13
2.4.3 Total Kebocoran.....	14
2.4.4 Laju Kebocoran.....	17
2.4.4.1 Penghitungan Laju Kebocoran Liquid.....	17
2.4.4.2 Penghitungan Laju Kebocoran Gas.....	17
2.4.4.3 Reduksi Laju Kebocoran.....	19
2.4.5 Tipe Kebocoran.....	19
2.4.6 Fasa Akhir dari Kebocoran.....	20
2.4.7 Efek Pasca Kebocoran.....	21
2.5 Kemungkinan Kegagalan ( <i>Probability of Failure</i> ).....	26
2.5.1 Frekuensi Kegagalan Umum ( <i>gff</i> ).....	26
2.5.2 Faktor Kerusakan ( $D_f$ ).....	27
2.5.3 Faktor Sistem Manajemen.....	29

2.5.4 <i>Thinning Technical Module Subfactor</i> .....	30
2.6 <i>Risk Level</i> .....	31
2.7 <i>Production Separator</i> .....	32
2.8 Korosi.....	34

### **BAB III METODOLOGI PENELITIAN**

3.1 Diagram Alir Penelitian.....	37
3.2 Penghitungan Resiko.....	39
3.2.1 Pengumpulan Data.....	39
3.2.2 Penghitungan Konsekuensi Kegagalan.....	40
3.2.3 Penghitungan Kemungkinan Kegagalan.....	40
3.2.4 Penentuan <i>Risk Level</i> .....	40
3.3 Perencanaan Inspeksi.....	40
3.3.1 Penjadwalan Inspeksi.....	41
3.3.2 Metode Inspeksi.....	41

### **BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN**

4.1 Umum.....	43
4.2 <i>Risk Based Inspection</i> Semi-Kuantitatif.....	43
4.2.1 Konsekuensi Kegagalan ( <i>Consequence of Failure</i> ).....	44
4.2.1.1 Bagian A: Penghitungan Laju Kebocoran.....	44
4.2.1.2 Bagian C1: Penghitungan Konsekuensi Keterbakaran.....	48
4.2.1.3 Bagian C2: Penghitungan Konsekuensi Racun.....	49
4.2.2 Kemungkinan Kegagalan ( <i>Probability of Failure</i> ).....	49
4.2.2.1 Bagian B: Analisis Kemungkinan.....	49
4.2.3 Tingkat Resiko ( <i>Risk Level</i> ).....	57
4.2.3.1 Bagian D: Penghitungan Resiko.....	57
4.2.3.2 <i>Risk Matrix</i> .....	60
4.3 Jadwal Inspeksi.....	61
4.3.1 <i>Medium Risk</i> .....	62
4.3.2 <i>Medium High Risk</i> .....	63
4.4 Metode Inspeksi.....	63

## **BAB V KESIMPULAN DAN SARAN**

5.1 Kesimpulan.....67

5.2 Saran.....67

**DAFTAR PUSTAKA.....xxi**

**LAMPIRAN A.....xxiii**

**LAMPIRAN B.....xxxviii**

**LAMPIRAN C.....liii**

*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	<i>Management of Risk Using</i> RBI.....	9
Gambar 2.2	Proses Penentuan Tipe dari Kebocoran.....	20
Gambar 2.3	Matriks Resiko.....	32
Gambar 2.4	Contoh <i>Production Separator</i> .....	33
Gambar 2.5	Bagian pada <i>Production Separator</i> .....	34
Gambar 3.1	Diagram Alir Analisis Semi-Kuantitatif RBI.....	39
Gambar 3.2	Diagram Alir Konsekuensi Kegagalan.....	40
Gambar 3.3	Diagram Alir Kemungkinan Kegagalan.....	41
Gambar 4.1	Pembagian <i>Production Separator</i> .....	50
Gambar 4.2	Matriks Resiko.....	60

*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Daftar Fluida Representatif (API RBI 581).....	11
Tabel 2.2	Sifat Fluida Representatif (API RBI 581).....	12
Tabel 2.3	Ukuran Lubang (API RBI 581).....	14
Tabel 2.4	Jangkauan Kategori <i>Inventory</i> (API RBI 581)..	15
Tabel 2.5	Deskripsi Kategori <i>Inventory</i> (API RBI 581)...	16
Tabel 2.6	Asumsi yang Digunakan untuk Penghitungan Fluida Berdasarkan Peralatan (API RBI 581)...	16
Tabel 2.7	Reduksi Laju Kebocoran (API RBI 581).....	19
Tabel 2.8	Pedoman untuk Penentuan Fasa Fluida (API RBI 581).....	21
Tabel 2.9	Tipe Sistem Deteksi (API RBI 581).....	22
Tabel 2.10	Tipe Sistem Isolasi (API RBI 581).....	22
Tabel 2.11	Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi (API RBI 581).....	23
Tabel 2.12	Persamaan Luas Daerah Kerusakan dan Berbahaya untuk Tipe Kebocoran <i>Continuous</i> Fasa Akhir Gas – Tidak Terjadi <i>Auto-Ignition</i> (API RBI 581).....	24
Tabel 2.13	Persamaan Luas Daerah Kerusakan dan Berbahaya untuk Tipe Kebocoran <i>Continuous</i> Fasa Akhir Liquid – Tidak Terjadi <i>Auto-Ignition</i> (API RBI 581).....	24
Tabel 2.14	Persamaan Luas Daerah Kerusakan dan Berbahaya untuk Tipe Kebocoran <i>Instantaneous</i> Fasa Akhir Gas – Tidak Terjadi <i>Auto-Ignition</i> (API RBI 581).....	25
Tabel 2.15	Persamaan Luas Daerah Kerusakan dan Berbahaya untuk Tipe Kebocoran <i>Instantaneous</i> Fasa Akhir Liquid – Tidak Terjadi <i>Auto-Ignition</i> (API RBI 581).....	25
Tabel 2.16	Reduksi Luas Daerah Kerusakan dan Berbahaya Berdasarkan Sistem Mitigasi (API RBI 581)...	26



Tabel 2.17	Kategori Konsekuensi Kegagalan (API RBI 581).....	26
Tabel 2.18	Rekomendasi Nilai Frekuensi Kegagalan Umum untuk Komponen (API RBI 581).....	27
Tabel 2.19	Kategori Keefektifan Inspeksi untuk <i>Localized Thinning</i> (API RBI 581).....	29
Tabel 2.20	Nilai TMSF <i>Thinning</i> (API RBI 581).....	30
Tabel 2.21	Faktor <i>Overdesign</i> (API RBI 581).....	31
Tabel 2.22	Kategori Kemungkinan Kegagalan (API RBI 581).....	31
Tabel 4.1	Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi (API RBI 581).....	45
Tabel 4.2	Nilai Laju Kebocoran.....	46
Tabel 4.3	Durasi Kebocoran Berdasarkan Penghitungan.....	46
Tabel 4.4	Tipe Kebocoran (API RBI 581).....	47
Tabel 4.5	Durasi Kebocoran Sebenarnya.....	47
Tabel 4.6	Nilai Total Laju Kebocoran.....	48
Tabel 4.7	Luas Daerah Dampak Kebocoran.....	48
Tabel 4.8	Luas Daerah Dampak Kebocoran Setelah Direduksi.....	49
Tabel 4.9	Nilai Konstanta Reduksi.....	51
Tabel 4.10	Nilai TMSF (API RBI 581).....	53
Tabel 4.11	Nilai TMSF <i>Adjust</i> .....	55
Tabel 4.12	Kategori Kemungkinan Kegagalan (API RBI 581).....	56
Tabel 4.13	Nilai Frekuensi Kegagalan Umum ( <i>g<sub>fr</sub></i> ) (API RBI 581).....	57
Tabel 4.14	Nilai Fraksi Frekuensi Kegagalan Umum.....	57
Tabel 4.15	Nilai Luasan Kerusakan.....	58
Tabel 4.16	Tingkat Resiko.....	59

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 Latar Belakang**

Dewasa ini permintaan minyak bumi semakin meningkat sehingga berbagai perusahaan minyak berupaya meningkatkan hasil produksinya. Untuk mencapai hal ini proses eksplorasi semakin digencarkan. Terdapat tiga jenis hasil eksplorasi yaitu MOL (fasa minyak dan fasa liquid), MGL (fasa gas dan fasa liquid), dan *three-phase* (fasa minyak, fasa gas, dan fasa liquid). Dikarenakan hal tersebut maka diperlukan sebuah alat yang dapat memisahkan fasa-fasa tersebut hingga dapat diolah secara maksimal. Alat yang digunakan yaitu *production separator*. *Production separator* merupakan salah satu jenis *pressure vessel* di mana dalam operasinya temperatur dan tekanan kerja disesuaikan dengan fluida tertampung. Dengan kondisi operasi dan fluida tertampung tersebut, maka terdapat beberapa potensi bahaya dan resiko keselamatan seperti kebakaran, ledakan, kebocoran dan pencemaran lingkungan yang dimiliki oleh *production separator*.

Ada beberapa faktor yang mempengaruhi baik faktor internal maupun eksternal. Faktor internal antara lain umur pakai, korosi dan penipisan (*thinning*). Adapun faktor eksternal salah satu contohnya adalah *human error*.

Bahaya yang ditimbulkan dapat mengancam keselamatan operator maupun masyarakat sekitar. Selain itu dapat menimbulkan kerugian yang cukup besar bagi perusahaan. Sehingga dengan adanya potensi bahaya dan resiko yang ditimbulkan maka penting dilakukan upaya pengendalian dan pengolahan resiko pada *production separator*. Upaya ini dilakukan untuk menciptakan kondisi operasional yang aman dan handal serta memenuhi persyaratan keselamatan yang sesuai dengan standard dan peraturan yang berlaku.

Berdasarkan penjelasan di atas maka perlu dilakukan sebuah evaluasi terhadap perencanaan aktifitas inspeksi pada



*production separator* dengan metode *Risk Based Inspection* (RBI), di mana akan didapatkan sebuah prediksi terjadinya kegagalan. *Risk Based Inspection* (RBI) merupakan sebuah metode pendekatan secara modern yang dapat digunakan sebagai *tools* perancangan jadwal inspeksi berdasarkan kemungkinan kegagalan yang terjadi dalam pengoperasian dan konsekuensi bila terjadi kegagalan baik pada manusia ataupun lingkungan. Metode semi-kuantitatif *Risk Based Inspection* (RBI) berdasarkan API 581 dapat memberikan hasil perhitungan yang cepat dan cukup akurat terhadap resiko keselamatan, sehingga dapat dilakukan upaya-upaya pengendalian yang memadai untuk mencegah terjadinya kegagalan.

## **I.2 Perumusan Masalah**

Penjadwalan inspeksi berdasarkan umur pakai atau yang lebih dikenal dengan *time-based inspection* telah banyak dilakukan, namun pada kenyataannya setiap alat memiliki resiko yang berbeda walau jenis alatnya sama sehingga masalah yang terdapat dalam penelitian ini yaitu:

- 1.2.1 Bagaimana cara perancangan sebuah jadwal (*scheduling*) inspeksi berdasarkan metode Semi-Kuantitatif *Risk Based Inspection* (RBI) pada *Production Separator* ETA-V-003.
- 1.2.2 Apakah metode inspeksi yang tepat untuk dilakukan pada *Production Separator* ETA-V-003.

## **I.3 Batasan Masalah**

Batasan masalah pada penelitian ini yaitu:

- 1.3.1 Temperatur dan tekanan kerja alat dianggap konstan.
- 1.3.2 Tidak memperhitungkan biaya mitigasi.

## **I.4 Tujuan Penelitian**

Tujuan dari penelitian ini yaitu:

- 1.4.1 Merancang sebuah jadwal (*scheduling*) inspeksi berdasarkan metode Semi-Kuantitatif *Risk Based Inspection* (RBI) pada *Production Separator* ETA-V-003.



- 1.4.2 Menentukan metode inspeksi yang tepat untuk digunakan pada *Production Separator* ETA-V-003.

### **I.5 Manfaat Penelitian**

Penelitian ini bermanfaat untuk:

- 1.5.1 Memberikan informasi tentang faktor resiko yang berpengaruh tingkat resiko *Production Separator* ETA-V-003 sehingga dapat mengurangi kemungkinan adanya *failure* yang membahayakan baik manusia maupun lingkungan.
- 1.5.2 Memberikan informasi metode inspeksi yang tepat untuk kondisi kerusakan yang dialami pada *Production Separator* ETA-V-003.

### **I.6 Sistematika Penulisan**

Sistematika tugas akhir ini terbagi dalam lima bab, yaitu:

#### **BAB I PENDAHULUAN**

Bab ini berisi tentang latar belakang penelitian, perumusan masalah, batasan masalah, tujuan penelitian, manfaat penelitian dan sistematika penulisan laporan hasil penelitian.

#### **BAB II TINJAUAN PUSTAKA**

Bab ini berisi tentang teori-teori dari literatur yang berhubungan dan menunjang analisa permasalahan dalam penelitian ini.

#### **BAB III METODOLOGI PENELITIAN**

Bab ini berisi rancangan penelitian, prosedur pelaksanaan, spesifikasi peralatan dan material uji.

#### **BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN**

Bab ini berisi data-data yang diperoleh selama penelitian, pembahasan dari data yang diperoleh sesuai dengan permasalahan yang ditetapkan pada penelitian.

#### **BAB V KESIMPULAN DAN SARAN**

Bab ini berisi kesimpulan dari data-data yang diperoleh dan merupakan jawaban dari permasalahan penelitian. Disertai dengan hal-hal yang sebaiknya dilakukan pada penelitian yang



akan datang atau masalah-masalah yang dialami pada saat proses penelitian.



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## **BAB II**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

#### **2.1 Penelitian Sebelumnya**

1. Sovian Simatupang, 2011, *Studi Analisis Resiko pada Pipeline Oil dan Gas dengan Metode Risk Assesment Kent Muhlbauer dan Risk Based Inspection API Rekomendasi 581*.

Dalam tugas akhir ini peralatan yang diteliti adalah *pipeline* penyalur gas. Pada *pipeline* terdapat resiko yang berbeda-beda pada setiap jalurnya sehingga diperlukan segmentasi. Dalam tugas akhir ini terdapat dua metode *Risk Assesment* yaitu: Metode *Kent Muhlbauer* dan *Risk Based Inspection API RP 581* Semi-kuantitatif.

2. Wipri Alma, 2011, *Assesment Risk Based Inspection (RBI) pada Storage Tank (31 T 2) di Pertamina RU IV Cilacap*.

Dalam tugas akhir ini peralatan yang diteliti adalah *storage tank* yang memiliki keterlambatan perbaikan. Dalam tugas akhir ini digunakan metode *Risk Based Inspection* semi-kuantitatif.

3. James Tinambunan, 2013, *Analisis Resiko Pressure Vessel dengan Risk Based Inspection API 581 dan Studi Eksperimental Karakteristik Korosi Bahan Shell Pressure Vessel pada Media Gas H<sub>2</sub>S di HESS (Indonesia, Pangkah) Ltd*.

Dalam tugas akhir ini peralatan yang diteliti adalah *pressure vessel*. Metode yang digunakan adalah *Risk Based Inspection* semi-kuantitatif. Selain itu dalam tugas akhir ini juga dilakukan penelitian tentang laju korosi pada bahan *shell pressure vessel*.

#### **2.2 Risk Based Inspection (RBI)**

*Risk Based Inspection* (RBI) merupakan metode yang menggunakan resiko sebagai dasar untuk melakukan sebuah





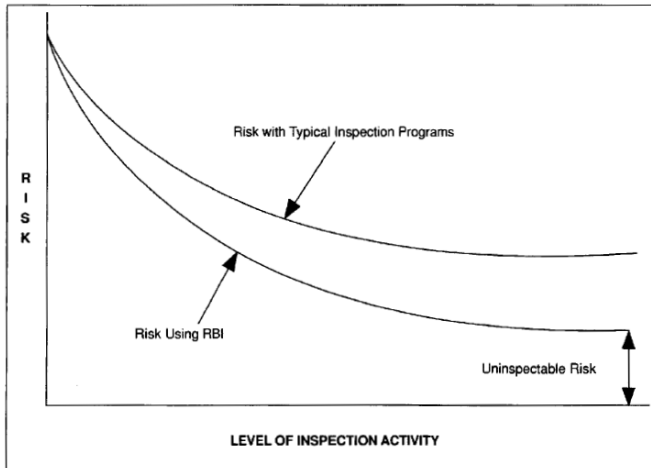
inspeksi. Metode ini mengkategorikan peralatan operasional berdasarkan tingkat resiko yang dimiliki. Hal ini dikarenakan tingkat resiko pada setiap alat berbeda. Dengan digunakannya metode RBI maka alat dengan resiko yang tinggi mendapatkan penanganan khusus dan alat dengan tingkat resiko yang lebih rendah dapat ditangani sesuai keperluan sehingga dapat mengurangi inspeksi berlebihan. Adapun tujuan dari *Risk Based Inspection* adalah sebagai berikut:

1. Melindungi peralatan dengan mengidentifikasi area yang memiliki tingkat resiko tinggi
2. Memperkirakan nilai resiko pada tiap peralatan
3. Adanya prioritas berdasarkan nilai resiko yang terukur
4. Merancang rencana inspeksi yang cocok untuk dilakukan
5. Secara sistematis mengatur resiko pada kegagalan alat

Sebelumnya, fokus dari pengujian resiko hanya memperhatikan keamanan di dalam pabrik. Dengan tingkat kesadaran yang telah meningkat, sebuah analisis resiko saat ini harus menghasilkan beberapa hal:

1. Resiko di dalam pabrik terhadap pegawai
2. Resiko di luar pabrik terhadap masyarakat
3. Resiko interupsi bisnis
4. Resiko kerusakan lingkungan

Inspeksi yang lebih efektif dapat mengurangi tingkat resiko dengan mengurangi frekuensi adanya kegagalan di masa yang akan datang, melalui tindakan korektif dan preventif yang dilakukan.



Gambar 2.1 *Management of Risk Using RBI*

Seperti yang terlihat pada Gambar 2.1 bahwa sebuah resiko tidak dapat dikurangi hingga menyentuh angka nol. Dikarenakan terdapat beberapa faktor yang tidak dapat diinspeksi, contohnya sebagai berikut:

1. Kesalahan manusia
  2. Bencana alam
  3. Kejadian eksternal
  4. Efek sekunder dari peralatan lain
  5. Tindakan yang disengaja
  6. Batasan dasar pada metode inspeksi
  7. Kesalahan desain
  8. Mekanisme kegagalan yang tidak diketahui sebelumnya
- (API RBI Base Resource Document, 2000)

Penggunaan RBI semakin luas dikarenakan fokus dalam pelaksanaannya adalah resiko dan langkah mitigasi dari perusahaan. Sehingga RBI dapat menjelaskan secara lebih baik hubungan antara mekanisme terjadinya kegagalan dengan langkah inspeksi yang efektif sehingga dapat mengurangi resiko yang ada.

(Mohammad, 2012)



## **2.3 Metode RBI Semi-Kuantitatif**

Metode semi-kuantitatif merupakan metode yang memiliki karakteristik yang hampir sama dengan metode kualitatif, tapi hasil dari analisis metode semi-kuantitatif lebih akurat. Hasil dari analisis metode semi-kuantitatif dapat menjadi dasar untuk melakukan metode kuantitatif.

Penghitungan Konsekuensi Kegagalan (*Consequence of Failure*) dan Kemungkinan Kegagalan (*Probability of Failure*) dari metode semi-kuantitatif menggunakan *Appendix B-Workbook for Semi-Quantitative Risk-Based Inspection Analysis pada API 581 Publication*.

## **2.4 Konsekuensi Kegagalan (*Consequence of Failure*)**

Kebocoran fluida berbahaya dari sebuah alat bertekanan dapat menyebabkan kerusakan pada peralatan lainnya, melukai pegawai, kerugian produksi dan dampak lingkungan yang tidak diinginkan. Dalam API RBI, kebocoran fluida ini dianalisis sehingga didapatkan nilai konsekuensi.

Terdapat beberapa langkah yang harus ditempuh untuk mendapatkan nilai konsekuensi, adapun langkah-langkahnya sebagai berikut:

### **2.4.1 Fluida Representatif dan Sifatnya**

Karena sangat sedikit fluida pada proses pengolahan kimia merupakan fluida murni maka perlu dilakukan pemilihan fluida yang dapat merepresentatifkan fluida yang tersimpan pada proses. Dalam analisis konsekuensi, fluida representatif dapat dipilih dengan melihat Tabel 2.1. Pemilihan fluida representatif hampir selalu melibatkan beberapa asumsi, asumsi ini sangat berpengaruh pada hasil yang didapatkan nantinya.



Tabel 2.1 Daftar Fluida Representatif (API RBI 581)

Fluida Representatif	Contoh Material
$C_1 - C_2$	<i>methane, ethane, ethylene, LNG</i>
$C_3 - C_4$	<i>propane, butane, isobutane, LPG</i>
$C_5$	<i>pentane</i>
$C_6 - C_8$	<i>gasoline, naphtha, light straight run, heptane</i>
$C_9 - C_{12}$	<i>diesel, kerosene</i>
$C_{13} - C_{16}$	<i>jet fuel, kerosene, atmospheric gas oil</i>
$C_{17} - C_{25}$	<i>gas oil, typical crude</i>
$C_{25+}$	<i>residuum, heavy crude</i>
$H_2$	<i>hydrogen only</i>
$H_2S$	<i>hydrogen sulfide only</i>
HF	<i>hydrogen fluoride</i>
<i>water</i>	<i>water</i>
<i>steam</i>	<i>steam</i>

Sifat yang diperlukan untuk perhitungan telah diestimasi pada setiap fluida representatif yang ada, hal ini dapat dilihat pada Tabel 2.2.



Tabel 2.2 Sifat Fluida Representatif (API RBI 581)

Fluida	MW	Density (lb/ft <sup>3</sup> )	NBP (°F)	C <sub>p</sub>	Auto Ignition Temp (°F)
C <sub>1</sub> – C <sub>2</sub>	23	5.639	193	12.3	1036
C <sub>3</sub> – C <sub>4</sub>	51	3.610	6.3	2.632	696
C <sub>5</sub>	72	39.03	97	-3.626	544
C <sub>6</sub> – C <sub>8</sub>	100	42.702	210	-5.146	433
C <sub>9</sub> – C <sub>12</sub>	149	45.823	364	-8.5	406
C <sub>13</sub> – C <sub>16</sub>	205	47.728	502	-11.7	396
C <sub>17</sub> – C <sub>25</sub>	280	48.383	651	-22.4	396
C <sub>25+</sub>	422	56.187	981	-22.4	396
H <sub>2</sub>	2	4.433	-423	27.1	752
H <sub>2</sub> S	34	61.993	-75	31.9	500
HF	20	60.37	68	29.1	32000
water	18	62.3	212	32.4	N/A
steam	18	62.3	212	32.4	N/A

Untuk campuran, material representatifnya harus diketahui terlebih dahulu dengan menggunakan data *Normal Boiling Point* (NBP) dan *Molecular Weight* (MW), lalu dengan densitasnya. Jika nilainya tidak diketahui, salah satu campuran dapat dihitung dengan:

$$Property_{Mix} = \sum x_i \cdot Property_i \quad (2.1)$$

dimana

$x_i$  = fraksi mol dari komponen

$Property_i$  = dapat berupa NBP, MW, atau densitas

Sebagai contoh menentukan berbagai sifat dari campuran, digunakan persamaan (2.1), sebuah material yang mengandung 10 mol% C<sub>3</sub>, 20 mol% C<sub>4</sub>, 30 mol% C<sub>5</sub>, 30 mol% C<sub>6</sub>, dan 10 mol% C<sub>7</sub> akan memiliki rata-rata sifat umum sebagai berikut:

a) *Molecular Weight* (MW) = 74.8



- b) *Auto Ignition Temperature* (AIT) = 629.8°F
- c) *Normal Boiling Point* (NBP) = 102.6°F
- d) *Density* = 621.5 kg/m<sup>3</sup>

Pilihan yang paling tepat pada daftar fluida representatif Tabel 2.2 adalah C<sub>5</sub>, hal ini dikarenakan hal terpenting pertama adalah NBP, dan C<sub>5</sub> memiliki NBP 36°C yang mana lebih rendah daripada contoh campuran. Bukan pilihan yang tepat ketika memilih NBP lebih tinggi daripada fluida yang tengah diamati.

Jika campuran mengandung inert seperti CO<sub>2</sub>, air, dan lainnya maka pemilihan fluida representatif harus didasarkan material *flammable/toxic* selain material inert yang sudah disebutkan. Ini mungkin merupakan asumsi kasar tetapi akan sangat berpengaruh pada hasil yang diperoleh. Secara langsung dapat dipastikan jika material adalah 93 mol% air dan 7 mol% C<sub>20</sub> maka fluida representatif yang dipilih adalah C<sub>20</sub>.

#### 2.4.2 Ukuran Lubang Kebocoran

Ukuran lubang kebocoran pada Tabel 2.3 digunakan pada analisis konsekuensi. Penggunaan ukuran lubang ini didasarkan pada jenis komponennya. Ukuran lubang kebocoran dibatasi hingga diameter maksimum 16 inch. Diameter ini menunjukkan nilai praktis maksimum untuk penghitungan kebocoran karena kegagalan yang amat besar dari komponen umumnya tidak mengikuti sertakan disintegrasi dari peralatan.

Kumpulan ukuran lubang kebocoran didasarkan pada ukuran distribusi kegagalan yang telah diamati untuk pipa dan bejana tekan. Jangkauan dari ukuran lubang kebocoran dipilih untuk mengetahui potensial konsekuensi *onsite* dan *offsite*. Untuk efek *onsite*, kasus ukuran lubang *small* dan *medium* mendominasi risiko yang ada karena memiliki kemungkinan dan potensial yang lebih tinggi. Untuk efek *offsite*, kasus ukuran lubang *medium* dan *large* mendominasi risiko. Untuk menentukan konsekuensi *onsite* dan *offsite*, dan memberikan resolusi yang baik antara peralatan, empat ukuran lubang kebocoran digunakan pada tiap peralatan. Adapun penjelasan bagaimana pemilihan secara spesifik per peralatan adalah sebagai berikut:



- a) **Pipa** menggunakan standar empat ukuran lubang kebocoran:  $\frac{1}{4}$ -inch, 1-inch, 4-inch, dan *rupture*, dengan syarat diameter dari kebocoran lebih kecil atau sama dengan diameter dari pipa itu sendiri.
- b) **Bejana Tekan**, empat standar ukuran lubang kebocoran dapat diasumsikan untuk semua ukuran dan jenis bejana. Jenis peralatan yang dimaksud adalah sebagai berikut:
  - a. Bejana
  - b. Filter
  - c. Kolom
  - d. *Heat Exchanger Shell*
  - e. *Heat Exchanger Tube*
  - f. *Fin/Fan Cooler*
- c) **Pompa** diasumsikan memiliki tiga kemungkinan ukuran lubang kebocoran:  $\frac{1}{4}$ -inch, 1-inch, dan 4-inch. *Rupture* tidak dimodelkan untuk pompa.
- d) **Kompresor**, baik sentrifugal maupun resiprok, menggunakan dua ukuran lubang kebocoran: 1-inch dan 4-inch.

Tabel 2.3 Ukuran Lubang (API RBI 581)

Nomer Lubang Kebocoran	Ukuran Lubang Kebocoran	Jangkauan Diameter Lubang (in)	Diameter Lubang Kebocoran, $d_n$ (in)
1	<i>Small</i>	$0 - \frac{1}{4}$	$d_1 = 0.25$
2	<i>Medium</i>	$> \frac{1}{4} - 2$	$d_2 = 1$
3	<i>Large</i>	$> 2 - 6$	$d_3 = 4$
4	<i>Rupture</i>	$> 6 \text{ inches}$	$d_4 = \min [ D, 16 ]$

### 2.4.3 Total Kebocoran

Penghitungan konsekuensi RBI memerlukan sebuah batas atas untuk jumlah fluida yang dapat keluar dari sebuah alat. Secara teori, jumlah total dari fluida yang dapat keluar adalah jumlah yang terdapat pada alat seperti *vessel* atau *pipe*. Tapi pada kenyataannya ada beberapa tindakan yang dapat dilakukan untuk



mengurangi keluaran fluida saat terjadi kebocoran, seperti penutupan *valve*. Pada metode RBI tidak perlu digunakan penghitungan yang sangat detail, hanya langkah sederhana berdasarkan jenis peralatan yang secara realistis menunjukkan jumlah keluaran pada saat terjadi kebocoran.

Ketika mengevaluasi suatu peralatan maka massa fluida didalamnya digabungkan dengan massa fluida peralatan lainnya yang memiliki kontak langsung. Gabungan peralatan tersebut membentuk *Inventory Group*.

Tabel 2.4 Jangkauan Kategori *Inventory* (API RBI 581)

Kategori	Jangkauan	Nilai yang Digunakan pada Penghitungan
A	100 s/d 1,000 lbs	500
B	1,000 s/d 10,000 lbs	5,000
C	10,000 s/d 100,000 lbs	50,000
D	100,000 s/d 1,000,000 lbs	500,000
E	1,000,000 s/d 10,000,000 lbs	5,000,000





Tabel 2.5 Deskripsi Kategori *Inventory* (API RBI 581)

Kategori	Deskripsi
A	Kebocoran akan mengakibatkan keluaran fluida, tetapi tidak melebihi kapasitas total peralatan
B	Kebocoran akan mengakibatkan keluaran fluida sebesar kapasitas total peralatan
C	Kebocoran akan mengakibatkan keluaran fluida sebesar kapasitas total peralatan, ditambah dengan satu hingga sepuluh peralatan lain
D	Kebocoran akan mengakibatkan keluaran fluida sebesar kapasitas total peralatan, ditambah dengan lebih dari sepuluh peralatan lain
E	Kebocoran akan mengakibatkan keluaran fluida dari satu unit

Tabel 2.6 Asumsi yang Digunakan untuk  
Penghitungan Fluida Berdasarkan Peralatan (API RBI 581)

Peralatan	Persen Volume
<i>Liquid/Liquid Coloumns</i>	<i>50% of each material</i>
<i>Tray Coloumns (Treated as two items)</i> <i>top half</i> <i>bottom half</i>	<i>50% vapor</i> <i>50% liquid</i>
<i>Knock-out Pots and Dryers</i>	<i>10% liquid</i>
<i>Accumulators and Drums</i>	<i>50% liquid</i>
<i>Separators</i>	<i>50% volume of each material/phase</i>
<i>Pumps and Compressors</i>	<i>negligible</i>
<i>Heat Exchangers</i>	<i>50% shell-side, 25% tube-side</i>
<i>Furnaces</i>	<i>50% liquid/50% vapor in the tubes</i>
<i>Piping</i>	<i>100% full</i>



#### 2.4.4 Laju Kebocoran

Laju kebocoran bergantung pada sifat fisik dari fluida, fasa awal, kondisi dari proses, dan ukuran lubang kebocoran yang digunakan. Dalam analisis konsekuensi, fasa awal dari fluida di dalam peralatan harus dispesifikkan baik cairan atau uap. Dalam kebanyakan kasus, pemilihan cairan sebagai fasa awal pada peralatan lebih konservatif. Jika kebocoran terjadi pada *upstream* dan material yang dominan adalah uap, maka fasa yang dipilih harus uap.

##### 2.4.4.1 Penghitungan Laju Kebocoran Liquid

Kebocoran liquid melalui lubang dengan ujung runcing dapat dihitung dengan persamaan (2.2).

$$Q_L = C_d \cdot A \sqrt{2\rho - \rho \frac{g_c}{144}} \quad (2.2)$$

dimana

$Q_L$  = liquid discharge rate (lbs/sec),

$C_d$  = discharge coefficient,

$A$  = hole cross-sectional area (sq in),

$g_c$  = conversion factor from  $\text{lb}_f$  to  $\text{lb}_m$  ( $32.2 \text{ lb}_m\text{-ft/lb}_f\text{-sec}^2$ ).

Pada persamaan (2.2), koefisien kebocoran,  $C_d$ , untuk aliran liquid turbulen seluruhnya dari lubang dengan ujung runcing  $0.60 \leq C_d \leq 0.65$ . Nilai konservatif  $C_d = 0.61$  adalah yang direkomendasikan. Persamaan (2.2) digunakan baik untuk cairan *flashing* maupun *non-flashing*.

##### 2.4.4.2 Persamaan Laju Kebocoran Gas

Terdapat dua jenis untuk aliran gas atau uap melalui lubang; *sonic* untuk tekanan internal yang lebih tinggi, dan *subsonic* untuk tekanan lebih rendah. Sehingga, penghitungan laju kebocoran gas dihitung dalam dua langkah. Pada langkah pertama ditentukan jenis aliran dan pada langkah kedua dihitung laju kebocoran dengan persamaan untuk setiap jenis aliran. Transisi tekanan dapat dihitung dengan persamaan (2.3).



$$P_{trans} = P_{atm} \left( \frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (2.3)$$

dimana

$P_{trans}$  = transition pressure (psia),

$P_{atm}$  = atmospheric pressure (psia),

$k = C_p/C_v$ .

Dua persamaan untuk menghitung laju kebocoran uap sebagai berikut:

- a) Jika tekanan penyimpanan,  $P_s$ , di dalam peralatan tersebut lebih besar dari tekanan transisi,  $P_{trans}$ , maka laju kebocoran dihitung menggunakan persamaan (2.4). Persamaan ini berdasarkan kebocoran gas pada laju *sonic*.

$$W_g(sonic) = C_d \cdot A \cdot P_s \sqrt{\left( \frac{k \cdot M}{R \cdot T_s} \right) \frac{g_c}{144} \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad (2.4)$$

dimana

$W_g(sonic)$  = gas discharge rate, sonic flow (lbs/sec),

$C_d$  = discharge coefficient (for gas  $C_d = 0.85$  to 1),

$A$  = cross-section area (in.<sup>2</sup>),

$P_s$  = upstream pressure (psia),

$M$  = molecular weight (lb/lb-mol),

$R$  = gas constant (10.73 ft<sup>3</sup>-psia/lb-mol°R),

$T_s$  = upstream temperature (°R).

- b) Jika tekanan penyimpanan lebih kecil atau sama dengan  $P_{trans}$  maka laju kebocoran dihitung dengan persamaan (2.5). Persamaan ini berdasarkan kebocoran gas pada laju *subsonic*.

$$W_g(subsonic) = C_d \cdot A \cdot P_s \sqrt{\left( \frac{M}{R \cdot T_s} \right) \frac{g_c}{144} \left( \frac{2 \cdot k}{k-1} \right) \left( \frac{P_a}{P_s} \right)^{\frac{2}{k}} \left( 1 - \left( \frac{P_a}{P_s} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right)} \quad (2.5)$$



dimana

$W_g$  (subsonic) = gas discharge rate, subsonic flow (lbs/sec)

#### 2.4.4.3 Reduksi Laju Kebocoran

Laju kebocoran yang telah didapatkan dari persamaan-persamaan di atas nantinya akan mengalami reduksi. Reduksi ini terjadi karena terdapat sistem deteksi dan sistem isolasi peralatan sehingga dibutuhkan penyesuaian. Besarnya reduksi sesuai dengan tabel di bawah ini:

Tabel 2.7 Reduksi Laju Kebocoran (API RBI 581)

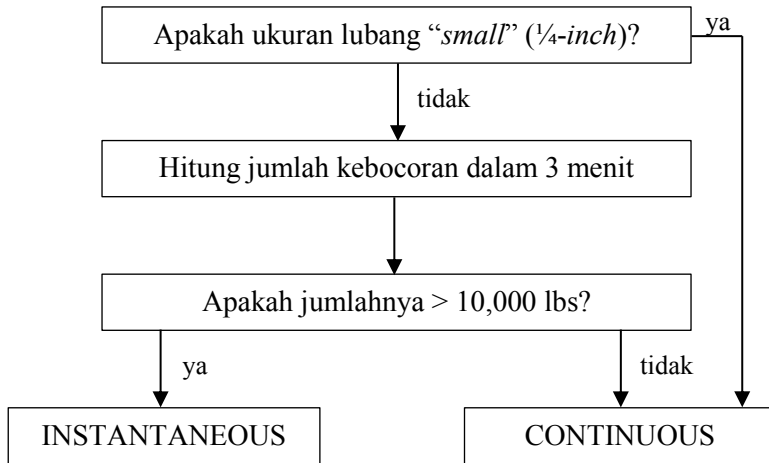
Sistem Deteksi	Sistem Isolasi	Penyesuaian
A	A	Reduksi laju kebocoran 25%
A	B	Reduksi laju kebocoran 20%
A atau B	C	Reduksi laju kebocoran 10%
B	B	Reduksi laju kebocoran 15%
C	C	Tidak ada penyesuaian

#### 2.4.5 Tipe Kebocoran

Analisa RBI mengategorikan laju fluida yang terlepas menjadi dua, yaitu:

- Instantaneous Release* – Kebocoran secara seketika atau sering disebut *puff* adalah kebocoran yang terjadi sangat cepat sehingga fluida keluar menjadi satu genangan besar.
- Continuous Release* – Kebocoran secara bertahap atau *plume* adalah kebocoran yang terjadi dalam kurun waktu yang cukup lama sehingga fluida keluar menjadi bentuk elips lonjong.

Untuk menentukan apakah kebocoran tersebut seketika atau bertahap maka dapat digunakan Gambar 2.2 sebagai panduan.



Gambar 2.2 Proses Penentuan Tipe dari Kebocoran

#### 2.4.6 Fasa Akhir dari Kebocoran

Karakteristik dari penyebaran fluida setelah terlepas sangat bergantung pada fasanya di lingkungan. Jika tidak terjadi perubahan fasa pada fluida dari kondisi stabil operasi ke kondisi stabil ambien maka fasa awal fluida sama dengan fasa akhir fluida.



Tabel 2.8 Pedoman untuk Penentuan Fasa Fluida (API RBI 581)

Fasa Fluida pada Kondisi Operasi Setimbang	Fasa Fluida pada Kondisi Ambien Setimbang	Penentuan Fasa Akhir untuk Penghitungan Konsekuensi
gas	gas	dimodelkan sebagai gas
gas	liquid	dimodelkan sebagai gas
liquid	gas	dimodelkan sebagai gas kecuali titik didih fluida lebih besar dari 80°F maka dimodelkan sebagai liquid
liquid	liquid	dimodelkan sebagai liquid

#### **2.4.7 Efek Pasca Kebocoran**

Dua parameter utama digunakan untuk menentukan evaluasi efek pasca kebocoran: durasi kebocoran dan luas daerah kerusakan dan berbahaya. Durasi kebocoran merupakan parameter kritis dalam evaluasi konsekuensi keracunan dan lingkungan. Fluida yang mudah terbakar mencapai kondisi stabil dengan cepat di lingkungan, sehingga bukan faktor signifikan.



Tabel 2.9 Tipe Sistem Deteksi (API RBI 581)

Tipe Sistem Deteksi	Klasifikasi Deteksi
Instrumentasi didesain secara spesifik untuk mendeteksi kebocoran dengan perubahan pada kondisi operasi dalam sistem, seperti perubahan tekanan	A
Peletakan detektor yang sesuai untuk menunjukkan ketika terdapat material di luar peralatan	B
Deteksi visual, kamera, atau detektor dengan lingkup terbatas	C

Tabel 2.10 Tipe Sistem Isolasi (API RBI 581)

Tipe Sistem Isolasi	Klasifikasi Isolasi
Sistem isolasi atau pemberhentian kerja diaktifkan langsung oleh proses instrumentasi atau detektor, tanpa adanya intervensi operator	A
Sistem isolasi atau pemberhentian kerja diaktifkan oleh operator di dalam <i>control room</i> atau lokasi yang jauh dari kebocoran	B
Isolasi bergantung pada pengoperasian <i>valves</i> secara manual	C



Tabel 2.11 Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi (API RBI 581)

Tingkat Sistem Deteksi	Tingkat Sistem Isolasi	Durasi Kebocoran
A	A	20 menit untuk kebocoran $\frac{1}{4}$ -inch 10 menit untuk kebocoran 1- inch 5 menit untuk kebocoran 4- inch
A	B	30 menit untuk kebocoran $\frac{1}{4}$ - inch 20 menit untuk kebocoran 1- inch 10 menit untuk kebocoran 4- inch
A	C	40 menit untuk kebocoran $\frac{1}{4}$ - inch 30 menit untuk kebocoran 1- inch 20 menit untuk kebocoran 4- inch
B	A atau B	40 menit untuk kebocoran $\frac{1}{4}$ - inch 30 menit untuk kebocoran 1- inch 20 menit untuk kebocoran 4- inch
B	C	1 jam untuk kebocoran $\frac{1}{4}$ - inch 30 menit untuk kebocoran 1- inch 20 menit untuk kebocoran 4- inch
C	A, B, atau C	1 jam untuk kebocoran $\frac{1}{4}$ - inch 40 menit untuk kebocoran 1- inch 20 menit untuk kebocoran 4- inch





Tabel 2.12 Persamaan Luas Daerah Kerusakan dan Berbahaya untuk Tipe Kebocoran *Continuous* Fasa Akhir Gas - Tidak Terjadi *Auto Ignition* (API RBI 581)

Material	Luas Kerusakan (ft <sup>2</sup> )	Luas Berbahaya (ft <sup>2</sup> )
C <sub>1</sub> – C <sub>2</sub>	$43 x^{0.98}$	$110 x^{0.96}$
C <sub>3</sub> – C <sub>4</sub>	$49 x^{0.98}$	$125 x^{0.96}$
C <sub>5</sub>	$25.2 x^{0.98}$	$62.1 x^{1.00}$
C <sub>6</sub> – C <sub>8</sub>	$29 x^{0.98}$	$68 x^{0.96}$
C <sub>9</sub> – C <sub>12</sub>	$12 x^{0.98}$	$29 x^{0.96}$
C <sub>13</sub> – C <sub>16</sub>		
C <sub>17</sub> – C <sub>25</sub>		
C <sub>25+</sub>		

Tabel 2.13 Persamaan Luas Daerah Kerusakan dan Berbahaya untuk Tipe Kebocoran *Continuous* Fasa Akhir Liquid - Tidak Terjadi *Auto Ignition* (API RBI 581)

Material	Luas Kerusakan (ft <sup>2</sup> )	Luas Berbahaya (ft <sup>2</sup> )
C <sub>1</sub> – C <sub>2</sub>		
C <sub>3</sub> – C <sub>4</sub>		
C <sub>5</sub>	$536 x^{0.90}$	$1544 x^{0.90}$
C <sub>6</sub> – C <sub>8</sub>	$182 x^{0.89}$	$516 x^{0.89}$
C <sub>9</sub> – C <sub>12</sub>	$130 x^{0.90}$	$373 x^{0.89}$
C <sub>13</sub> – C <sub>16</sub>	$64 x^{0.90}$	$183 x^{0.89}$
C <sub>17</sub> – C <sub>25</sub>	$20 x^{0.90}$	$57 x^{0.89}$
C <sub>25+</sub>	$11 x^{0.91}$	$33 x^{0.89}$



Tabel 2.14 Persamaan Luas Daerah Kerusakan dan Berbahaya untuk Tipe Kebocoran *Instantaneous* Fasa Akhir Gas - Tidak Terjadi *Auto Ignition* (API RBI 581)

Material	Luas Kerusakan (ft <sup>2</sup> )	Luas Berbahaya (ft <sup>2</sup> )
C <sub>1</sub> – C <sub>2</sub>	$41 x^{0.67}$	$79 x^{0.67}$
C <sub>3</sub> – C <sub>4</sub>	$28 x^{0.72}$	$57.7 x^{0.75}$
C <sub>5</sub>	$13.4 x^{0.73}$	$20.4 x^{0.76}$
C <sub>6</sub> – C <sub>8</sub>	$14 x^{0.67}$	$26 x^{0.67}$
C <sub>9</sub> – C <sub>12</sub>	$7.1 x^{0.66}$	$13 x^{0.66}$
C <sub>13</sub> – C <sub>16</sub>		
C <sub>17</sub> – C <sub>25</sub>		
C <sub>25+</sub>		

Tabel 2.15 Persamaan Luas Daerah Kerusakan dan Berbahaya untuk Tipe Kebocoran *Instantaneous* Fasa Akhir Liquid - Tidak Terjadi *Auto Ignition* (API RBI 581)

Material	Luas Kerusakan (ft <sup>2</sup> )	Luas Berbahaya (ft <sup>2</sup> )
C <sub>1</sub> – C <sub>2</sub>		
C <sub>3</sub> – C <sub>4</sub>		
C <sub>5</sub>	$1.49 x^{0.85}$	$4.34 x^{0.85}$
C <sub>6</sub> – C <sub>8</sub>	$4.35 x^{0.78}$	$12.7 x^{0.78}$
C <sub>9</sub> – C <sub>12</sub>	$3.3 x^{0.76}$	$9.5 x^{0.76}$
C <sub>13</sub> – C <sub>16</sub>	$0.46 x^{0.88}$	$1.3 x^{0.88}$
C <sub>17</sub> – C <sub>25</sub>	$0.11 x^{0.91}$	$0.32 x^{0.91}$
C <sub>25+</sub>	$0.03 x^{0.99}$	$0.081 x^{0.99}$

Dimana:

$x$  = laju kebocoran yang telah direduksi, lbs/sec



Tabel 2.16 Reduksi Luas Daerah Kerusakan dan Bebahaya  
Berdasarkan Sistem Mitigasi (API RBI 581)

Sistem Mitigasi	Penyesuaian
Sistem bak air pemadam dan <i>monitoring</i>	Reduksi luasan sebesar 20%
Monitor air pemadam saja	Reduksi luasan sebesar 5%
Sistem <i>foam spray</i>	Reduksi luasan sebesar 15%

Tabel 2.17 Kategori Konsekuensi Kegagalan (API RBI 581)

Kategori Konsekuensi Kegagalan	Nilai Luasan Kerusakan
A	$<10 \text{ ft}^2$
B	$10 - 100 \text{ ft}^2$
C	$100 - 1,000 \text{ ft}^2$
D	$1,000 - 10,000 \text{ ft}^2$
E	$>10,000 \text{ ft}^2$

## 2.5 Kemungkinan Kegagalan (*Probability of Failure*)

Kemungkinan kegagalan pada API RBI dihitung menggunakan persamaan:

$$P_f(t) = gff \cdot D_f(t) \cdot F_{MS} \quad (2.6)$$

Pada persamaan tersebut, kemungkinan kegagalan,  $P_f(t)$ , ditentukan sebagai produk dari frekuensi kegagalan umum,  $gff$ , faktor kerusakan,  $D_f(t)$ , dan faktor sistem manajemen,  $F_{MS}$ .

### 2.5.1 Frekuensi Kegagalan Umum ( $gff$ )

Jika data yang ada cukup untuk komponen yang diteliti maka nilai kemungkinan kegagalan dapat dihitung menggunakan kegagalan sebenarnya yang telah diteliti. Meskipun kegagalan belum terjadi pada sebuah komponen, nilai kemungkinan kegagalan sebenarnya lebih besar dari nol karena ada kemungkinan bahwa komponen belum beroperasi cukup lama untuk mengalami kegagalan.



Frekuensi kegagalan umum sebuah komponen diestimasi menggunakan catatan dari semua pabrik dalam sebuah perusahaan atau dari berbagai pabrik dalam sebuah industri, dari sumber literatur, dan data umum keandalan komersial. Frekuensi kegagalan umum dimaksudkan untuk menjadi representatif frekuensi kegagalan dari penurunan mutu kerja yang dialami selama dioperasikan pada lingkungan yang spesifik, dan ditunjukkan untuk beberapa ukuran lubang pada tipe-tipe peralatan. Daftar rekomendasi nilai frekuensi kegagalan disajikan pada Tabel 2.18.

Tabel 2.18 Rekomendasi Nilai Frekuensi Kegagalan Umum untuk Komponen (API RBI 581)

Tipe Alat	Sumber Data	Frekuensi Kebocoran (per tahun)			
		$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	<i>Rupture</i>
Pipa, diameter 1 in.	3	$5 \times 10^{-6}$			$5 \times 10^{-7}$
Pipa, diameter 2 in.	3	$3 \times 10^{-6}$			$6 \times 10^{-7}$
Pipa, diameter 4 in.	3	$9 \times 10^{-7}$	$6 \times 10^{-7}$		$7 \times 10^{-8}$
Pipa, diameter 6 in.	3	$4 \times 10^{-7}$	$4 \times 10^{-7}$		$8 \times 10^{-8}$
Pipa, diameter 8 in.	3	$3 \times 10^{-7}$	$3 \times 10^{-7}$	$8 \times 10^{-8}$	$2 \times 10^{-8}$
<i>Pressure Vessels</i>	2	$4 \times 10^{-5}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$

### 2.5.2 Faktor Kerusakan ( $D_f$ )

Faktor kerusakan dimaksudkan untuk mendukung metodologi API RBI dengan menyediakan alat penyaringan sebagai penentu prioritas inspeksi dan pemaksimalan usaha inspeksi. Fungsi dasar dari faktor kerusakan adalah mengevaluasi jumlah kerusakan yang dapat terjadi sebagai fungsi waktu kerja



dan keefektifan aktifitas inspeksi. Estimasi faktor kerusakan dihitung berdasarkan mekanisme kerusakan di bawah ini:

1. *Thinning* -  $D_f^{thin}$
2. *Component Lining* -  $D_f^{elin}$
3. *External Damage* -  $D_f^{extd}$
4. *Stress Corrosion Cracking (SCC)* -  $D_f^{sc}$
5. *High Temperature Hydrogen Attack* -  $D_f^{htha}$
6. *Mechanical Fatigue* -  $D_f^{mfat}$
7. *Brittle Fracture* -  $D_f^{brit}$

Faktor kerusakan ditentukan sebagai fungsi dari keefektifan inspeksi. Lima kategori keefektifan inspeksi dalam API RBI ditunjukkan pada Tabel 2.18. Inspeksi diatur berdasarkan ekspektasi keefektifan dalam menemukan kerusakan dan memprediksi secara tepat laju kerusakan. Keefektifan sebenarnya dari teknik inspeksi bergantung pada karakteristik mekanisme kerusakan.



Tabel 2.19 Kategori Keefektifan Inspeksi untuk *Localized Thinning* (API RBI 581)

Kategori Keefektifan Inspeksi	Deskripsi
<i>Highly Effective</i>	100% pemeriksaan visual (dengan pelepasan bagian dalam secara keseluruhan) dan pengukuran ketebalan
<i>Usually Effective</i>	100% pemeriksaan visual (dengan pelepasan bagian dalam secara parsial) termasuk manways, nozzles dan pengukuran ketebalan
<i>Fairly Effective</i>	20% pemeriksaan visual dan pengukuran ketebalan <i>spot ultrasonic</i>
<i>Poorly Effective</i>	Tidak ada inspeksi
<i>Ineffective</i>	Tidak ada inspeksi

### 2.5.3 Faktor Sistem Manajemen

Keefektifan dari proses sistem manajemen keselamatan perusahaan dapat menentukan bobot mekanik. Prosedur API RBI menggunakan faktor sistem manajemen untuk mengatur frekuensi kegagalan umum dalam proses sistem manajemen keselamatan yang berbeda. Faktor ini diperoleh dari hasil sebuah evaluasi fasilitas atau sistem manajemen unit operasi yang mempengaruhi risiko pabrik. Faktor diaplikasikan secara sama untuk semua komponen dan hal ini tidak berpengaruh terhadap urutan tingkat risiko sebuah komponen.

Skala rekomendasi untuk mengkonversikan evaluasi sistem manajemen ke dalam faktor sistem manajemen didasarkan dari asumsi bahwa “rata-rata” pabrik mendapat nilai 50% (500 dari 1000) pada evaluasi sistem manajemen, dan nilai 100% akan menyamakan untuk satu pengurangan urutan besaran dalam risiko total unit tertentu. Penghitungan nilai faktor sistem manajemen didasarkan persamaan berikut:



$$pscore = \frac{Score}{100} \cdot 100 \text{ [unit is \%]} \quad (2.7)$$

$$F_{MS} = 10^{(-0.02 pscore + 1)} \quad (2.8)$$

#### 2.5.4 Thinning Technical Module Subfactor

Dari kategori keefektifan inspeksi yang telah ditentukan pada Tabel 2.19 maka nilai dari TMSF *Thinning* dapat ditentukan dengan melihat tabel di bawah ini:

Tabel 2.20 Nilai TMSF *Thinning* (API RBI 581)

Jumlah Inspeksi		1				2			
		Keefektifan Inspeksi				Keefektifan Inspeksi			
ar/t	No Inspection	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly
0.02	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.04	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.06	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.08	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.10	2	2	1	1	1	1	1	1	1
0.12	6	5	3	2	1	4	2	1	1
0.14	20	17	10	6	1	13	6	1	1
0.16	90	70	50	20	3	50	20	4	1
0.18	250	200	130	70	7	170	70	10	1
0.20	400	300	210	110	15	290	120	20	1
0.25	520	450	290	150	20	350	170	30	2
0.30	650	550	400	200	30	400	200	40	4
0.35	750	650	550	300	80	600	300	80	10
0.40	900	800	700	400	130	700	400	120	30
0.45	1050	900	810	500	200	800	500	160	40



Nilai TMSF di atas tidak dapat langsung digunakan untuk menentukan kategori kemungkinan kegagalan karena diperlukan penyesuaian dengan melihat faktor *overdesign*. Adapun faktor *overdesign* dapat ditentukan dengan melihat Tabel 2.21 berikut:

Tabel 2.21 Faktor *Overdesign* (API RBI 581)

MAWP/OP $T_{act}/(T_{act}-CA)$	Faktor <i>Overdesign</i>
1.0 to 1.5	1.0
>1.5	0.5

Pengalian antara nilai TMSF dengan faktor *overdesign* akan menghasilkan nilai TMSF *Adjust*. TMSF *Adjust* inilah yang dapat dikonversikan menjadi kategori kemungkinan kegagalan dari suatu alat.

Tabel 2.22 Kategori Kemungkinan Kegagalan (API RBI 581)

Kategori Kemungkinan Kegagalan	TMSF
1	<1
2	1 – 10
3	10 – 100
4	100 – 1,000
5	>1,000

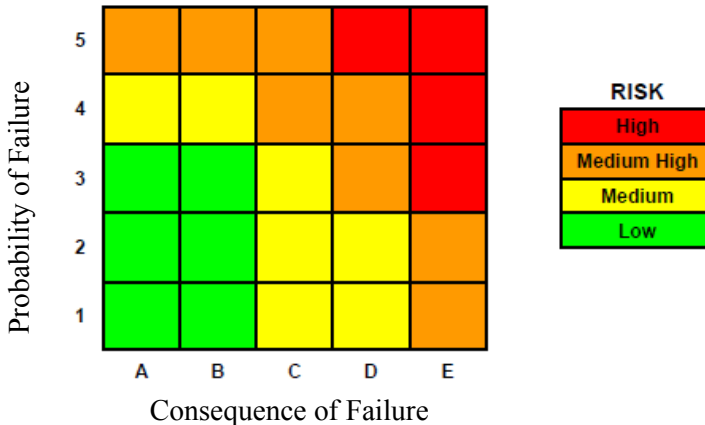
## 2.6 Risk Level

Penentuan tingkat resiko dari metode semi-kuantitatif sama halnya dengan metode kualitatif yaitu perpaduan dari: konsekuensi kegagalan dan kemungkinan kegagalan.

$$Risks = CoF \times PoF \quad (2.9)$$

Sehingga akan didapatkan matriks kegagalan sebagai berikut:





Gambar 2.3 Matriks Resiko

## 2.7 Production Separator

*Production separator* adalah salah satu jenis bejana tekan. Adapun definisi dari bejana tekan merupakan wadah tertutup yang dirancang untuk menampung fluida pada temperatur dan tekanan yang berbeda dengan lingkungan sehingga sesuai dengan kondisi fluida.

Beberapa sumur terkadang memproduksi gas murni yang dapat secara langsung diolah. Tetapi beberapa lainnya memproduksi campuran antara gas, minyak, dan air yang harus dipisahkan dan diproses terlebih dahulu sebelum menuju tahap selanjutnya. Pemisahan inilah yang menjadi tugas dari *production separator*. *Production separator* memiliki banyak jenis, dan yang paling sering digunakan adalah tipe *gravity separator*. Pada pemisahan dengan grafitasi aliran dari sumur masuk ke dalam bejana horizontal. Hal ini dimaksudkan untuk membuat gas keluar melalui *valve* atas, air mengalir ke bawah, dan minyak berada di tengah. Tekanan terkadang dikurangi menjadi beberapa tingkat untuk mengontrol pemisahan.

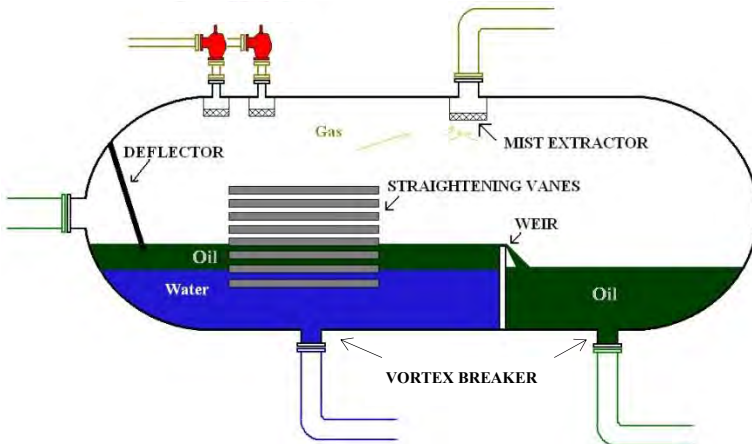
(Havard Devold, 2006)



Gambar 2.4 Contoh *Production Separator*

Adapun bagian pada *production separator horizontal* adalah sebagai berikut:

- a) *Deflector*: Merupakan sebuah plat yang terletak di dalam separator yang berfungsi untuk memecah aliran yang masuk.
- b) *Straightening Vanes*: Merupakan plat yang disusun ke atas yang berfungsi untuk menjaga kestabilan permukaan liquid.
- c) *Weir*: Sebuah plat/bendungan yang berfungsi untuk memisahkan minyak dari air, dan mencegah masuknya air ke dalam tumpukan minyak.
- d) *Mist Extractor*: Berfungsi untuk mencegah/menangkap minyak atau kondensat yang terikut dalam gas.
- e) *Vortex Breaker*: Berfungsi untuk mencegah pusaran pada outlet liquid.



Gambar 2.5 Bagian pada *Production Separator*

Berdasarkan dari persyaratan hukum, semua peralatan yang menggunakan tekanan harus dilakukan inspeksi sesuai dengan *inspection code* masing-masing. Hal ini dilakukan untuk meyakinkan dan menjaga kelayakan dari alat tersebut sehingga dapat melanjutkan prosesnya.

(Christian H, 2004)

## 2.8 Korosi

Korosi dapat diartikan sebagai suatu perusakan suatu material karena bereaksi dengan lingkungannya. Reaksi ini menghasilkan oksida logam, sulfide logam atau hasil reaksi lainnya.

Korosi elektrokimia terjadi di lingkungan yang basah, pada temperatur rendah, dengan berbagai bentuk korosi yang berbeda, mengikuti mekanisme elektrokimia yaitu terjadi reaksi oksidasi (reaksi anodik) dan reaksi reduksi (reaksi katodik). Korosi ini seringkali terjadi secara merata pada permukaan atau local pada daerah tertentu dari bagian mesin, sehingga seringkali menjadi masalah yang sangat serius di industri.

(Sulistijono, 1999)



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*



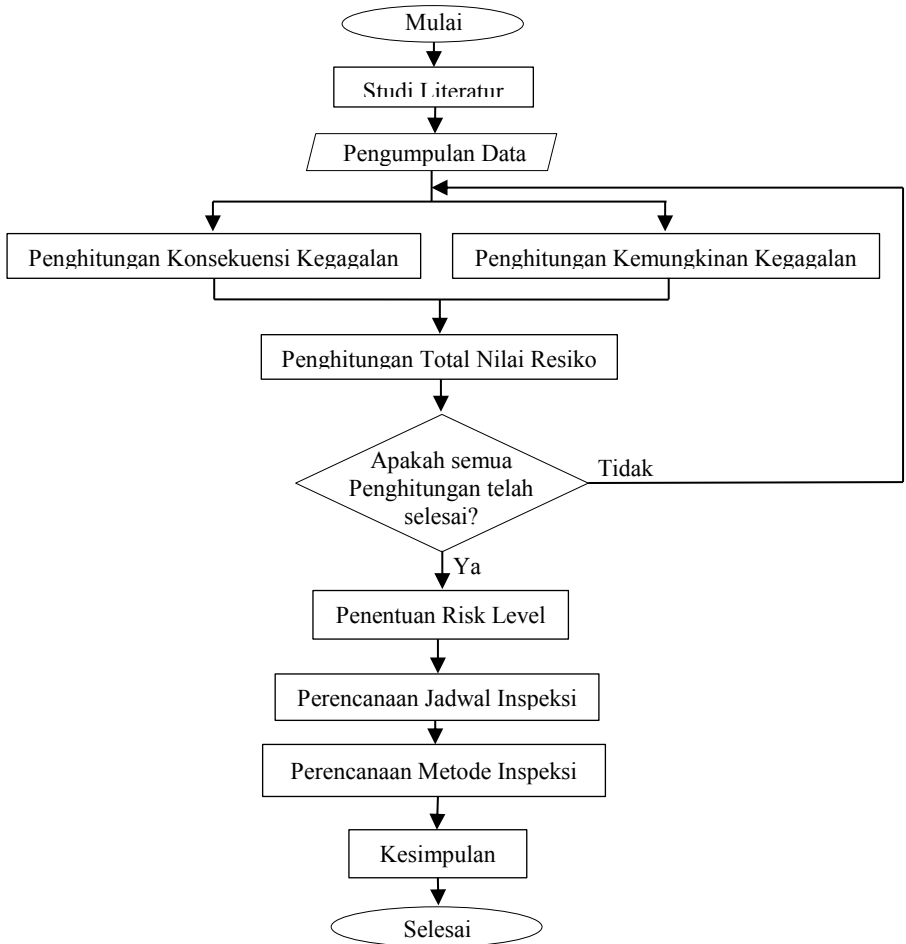
*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## **BAB III**

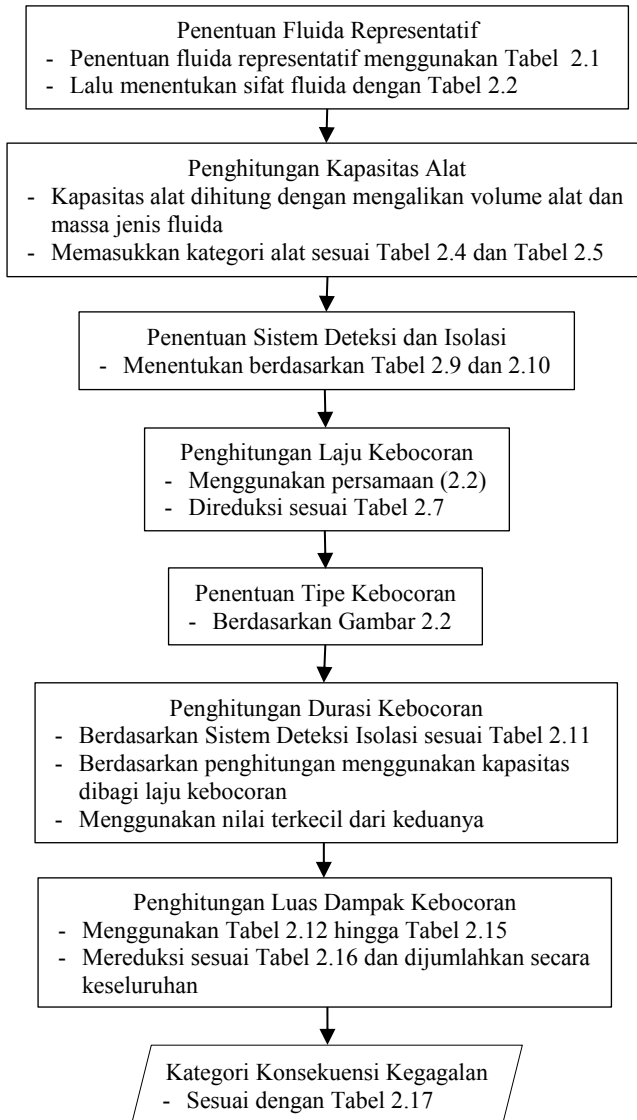
### **METODOLOGI PENELITIAN**

#### **3.1 Diagram Alir Penelitian**

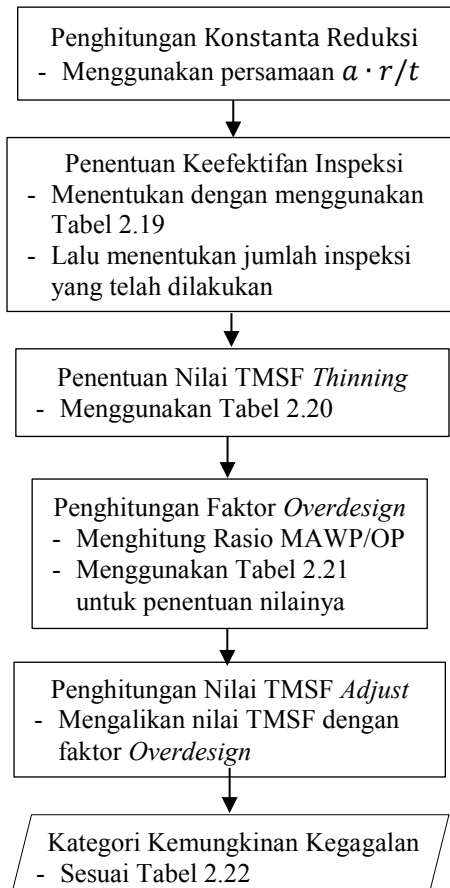
Adapun diagram alir dari penelitian ini sebagai berikut:



Gambar 3.1 Diagram Alir Analisis Semi-Kuantitatif RBI



Gambar 3.2 Diagram Alir Konsekuensi Kegagalan



Gambar 3.3 Diagram Alir Kemungkinan Kegagalan

### 3.2 Penghitungan Resiko

Penghitungan resiko untuk analisis RBI dengan metode semi-kuantitatif memakai *Appendix B-Workbook for Semi-Quantitative Risk-Based Inspection Analysis pada API 581 Publication* (Lampiran A hal. xxiii).





Adapun langkah-langkah yang nantinya ditempuh adalah sebagai berikut:

### **3.2.1 Pengumpulan Data**

Tujuan dari dilakukan tahap ini adalah untuk mengumpulkan data-data yang relevan sehingga analisis berbasis resiko (RBI) dapat dijalankan dengan baik dan didapatkan hasil yang optimal. Data yang dikumpulkan antara lain:

1. Data *Process Flow Diagram* (PFD)
2. Data *Piping & Instrument Diagram* (P&ID)
3. Data *sheet* desain dan operasional
4. Data inspeksi yang pernah dilakukan

### **3.2.2 Penghitungan Konsekuensi Kegagalan**

Tujuannya adalah menentukan nilai konsekuensi kegagalan dengan menganalisis hal-hal di bawah ini:

1. Menentukan fluida representatif dan sifatnya
2. Menentukan ukuran lubang kebocoran
3. Menghitung total kebocoran
4. Menghitung laju kebocoran
5. Menentukan tipe kebocoran
6. Menentukan fasa akhir dari kebocoran
7. Mengevaluasi efek pasca kebocoran

### **3.2.3 Penghitungan Kemungkinan Kegagalan**

Tujuannya adalah untuk mendapatkan nilai dari kemungkinan kegagalan yang terjadi berdasarkan TMSF (*Technical Module Sub Factor*) di bawah ini:

1. *Thinning*
2. *Component Lining*
3. *External Damage*
4. *Stress Corrosion Cracking (SCC)*
5. *High Temperature Hydrogen Attack*
6. *Mechanical Fatigue*
7. *Brittle Fracture*

### **3.2.4 Penentuan Risk Level**

Tujuannya adalah menentukan *risk level* dari alat yang dianalisis apakah termasuk *low risk*, *medium risk*, atau *high risk equipment*.



### **3.3 Perencanaan Inspeksi**

Setelah diketahui tingkat resiko pada alat maka langkah selanjutnya yang akan ditempuh adalah merencanakan inspeksi. Perencanaan inspeksi ini meliputi dua hal yaitu penjadwalan inspeksi dan metode inspeksi.

#### **3.3.1 Penjadwalan Inspeksi**

Langkah ini ditempuh untuk mendapatkan jadwal inspeksi selanjutnya yang sesuai dengan tingkat resiko alat. Penjadwalan inspeksi ini cukup penting untuk meningkatkan efektifitas dari jumlah inspeksi. Dengan adanya penjadwalan maka diharapkan tidak ada *over-inspection* untuk alat dengan resiko yang rendah dan inspeksi dapat lebih intensif untuk alat dengan resiko tinggi.

#### **3.3.2 Metode Inspeksi**

Metode inspeksi yang dimaksud di sini adalah metode yang tepat digunakan untuk mendeteksi mekanisme kerusakan yang terjadi pada alat. Sehingga mengurangi metode inspeksi yang berlebihan dan hasil yang didapatkan lebih optimal.



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## **BAB IV**

### **ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN**

#### **4.1 Umum**

Sebelum dilakukannya penghitungan diperlukan data umum peralatan yang akan dianalisis. Adapun data dari peralatan sebagai berikut:

1. *Tag No.* : ETA-V-003
2. *Description* : *Production Separator*
3. *Design Press/Temp* : 230 psig / 200°F
4. *Operating Press/Temp* : 110 psig / 130°F
5. *Diameter* : 66"
6. *Length* : 17'-10"
7. *Total Volume* : 423.4 ft<sup>3</sup>
8. *Material* : SA 516 Gr.70
9. *Corrosion Allowance* : 3 mm
10. *Fabrication Design* : ASME BPV Sec VIII Div 1
11. *Year of Built* : 1980

Selain data di atas masih banyak data lain yang lebih spesifik guna penghitungan resiko. Data tersebut akan disajikan pada subbab lain dalam bab ini.

#### **4.2 Risk Based Inspection Semi-Kuantitatif**

Analisis RBI berdasarkan metode semi kuantitatif dapat dihitung dengan berpedoman pada *Appendix B-Workbook for Semi-Quantitative Risk Based Inspection Analysis API RBI 581*. Terdapat lima lembar kerja pada buku kerja tersebut yaitu Bagian A, Bagian B, Bagian C1, Bagian C2 dan Bagian D. Kelima lembar kerja tersebut yang nantinya akan membantu untuk menghitung konsekuensi kegagalan dan kemungkinan kegagalan sehingga didapatkan nilai resiko.



## 4.2.1 Konsekuensi Kegagalan (*Consequence of Failure*)

### 4.2.1.1 Bagian A: Penghitungan Laju Kebocoran

Fluida representatif pada analisis kali ini tergolong pada  $C_{17}$ - $C_{25}$  (*gas oil, typical crude*). Berdasarkan Tabel 2.1 maka fluida golongan tersebut memiliki sifat sebagai berikut:

1. *Molecular Weight* : 280
2. *Density* : 48.383 lb/ft<sup>3</sup>
3. *Normal Boiling Point* : 651°F
4.  $C_p$  : -22.4
5. *Ambient State* : *Liquid*
6. *Auto Ignition Temp* : 396°F

Dengan menggunakan dasar volume peralatan dikonversikan terhadap massa jenis maka didapatkan nilai kapasitas dari *production separator* adalah 20,485.36 lbs. Berdasarkan Tabel 2.4, peralatan yang dianalisis termasuk dalam kategori C dengan jangkauan kapasitas 10,000 sampai 100,000 lbs.

Terdapat setidaknya tujuh pipa yang berhubungan langsung dengan *production separator*. Sehingga dampak yang disebabkan oleh kerusakan alat masuk dalam kategori C sesuai dengan Tabel 2.5, di mana jika kebocoran terjadi akan mengakibatkan keluaran fluida sebesar kapasitas total peralatan, ditambah dengan satu hingga sepuluh peralatan lain.

*Production separator* memiliki detektor yang akan memberikan indikasi jika terdapat kebocoran. Dengan begitu maka sistem deteksinya menempati kategori B, di mana detektor akan memberikan informasi bahwa adanya fluida yang keluar kepada operator. Selain sistem deteksi, hal yang perlu dipertimbangkan adalah sistem isolasi. Meskipun terdapat detektor namun ketika terjadi kebocoran, proses tidak diberhentikan secara otomatis. Sehingga dalam hal ini peralatan yang dianalisis masuk ke dalam sistem isolasi kategori B, di mana jika terjadi kebocoran maka yang dapat memberhentikan operasi adalah operator melalui *control room* tanpa mendatangi peralatan



tersebut. Kategori sistem deteksi dan isolasi ini berdasarkan Tabel 2.9 dan Tabel 2.10.

Dari sistem deteksi dan sistem isolasi yang telah diketahui maka asumsi durasi kebocoran dapat ditentukan dengan melihat Tabel 2.11 dan didapatkan durasi kebocoran sebagai berikut:

Tabel 4.1 Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Sistem Isolasi (API RBI 581)

Ukuran Lubang	¼ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Durasi Kebocoran	40 menit	30 menit	20 menit	0

Tahap selanjutnya adalah menentukan laju kebocoran dari fluida, tapi sebelum menghitung laju kebocoran maka perlu ditentukan dahulu apakah fluida merupakan liquid atau gas. Hal ini dikarenakan dilakukan penghitungan yang berbeda untuk kedua jenis fluida tersebut. Dalam analisis kali ini fluida merupakan liquid, maka penghitungan laju kebocoran didasarkan Persamaan 2.2 yaitu:

$$Q_L = C_d \cdot A \sqrt{2\rho - \rho \frac{g_c}{144}} \quad (2.2)$$

Dimana:

$Q_L$  : liquid discharge rate (lbs/sec),

$C_d$  : discharge coefficient,

$A$  : hole-cross sectional area (sq in),

$\rho$  : density,

$g_c$  : conversion factor from  $\text{lb}_f$  to  $\text{lb}_m$  ( $32.2 \text{ lb}_m\text{-ft} / \text{lb}_f\text{-sec}^2$ ).

Dengan menggunakan persamaan di atas maka didapatkan nilai laju kebocoran sebagai berikut:



Tabel 4.2 Nilai Laju Kebocoran

Ukuran Lubang	$\frac{1}{4}$ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Laju Kebocoran (lbs/sec)	0.277	4.44	71.03	1,136.46

Dari data laju kebocoran yang ada maka durasi kebocoran dari *production separator* berdasarkan penghitungan bisa didapatkan yaitu dengan membagi jumlah total fluida 20,485.36 lbs dengan laju kebocoran. Adapun nilainya sebagai berikut:

Tabel 4.3 Durasi Kebocoran Berdasarkan Penghitungan

Ukuran Lubang	$\frac{1}{4}$ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Durasi Kebocoran (min)	1,232.57	76.9	4.81	0.3

Sebelum menentukan durasi kebocoran yang dipakai maka perlu ditentukan terlebih dahulu ditentukan tipe kebocoran dari fluida berdasarkan massa fluida yang keluar dari alat selama tiga menit. Menurut API RBI 581 tipe kebocoran dibagi menjadi dua yaitu *instantaneous* dan *continuous*. Dengan ketentuan, jika massa fluida yang keluar dari alat kurang dari 10,000 lbs maka tipe kebocoran dari alat tersebut adalah *continuous*, bila massa yang fluida yang keluar dari alat sama atau lebih besar maka tipe kebocoran dari alat tersebut adalah *instantaneous*. Untuk mendapatkan nilai jumlah fluida yang keluar selama tiga menit maka laju kebocoran fluida yang telah diketahui di atas dikalikan dengan sejumlah waktu tersebut. Tipe kebocoran per ukuran lubang adalah sebagai berikut:



Tabel 4.4 Tipe Kebocoran (API RBI 581)

Ukuran Lubang	Total Massa Kebocoran dalam 3 menit (lbs)	Tipe Kebocoran
$\frac{1}{4}$ inch	49.86	<i>Continuous</i>
1 inch	799.2	<i>Continuous</i>
4 inch	12785.4	<i>Instantaneous</i>
16 inch	204562.8	<i>Instantaneous</i>

Sebelumnya terdapat dua data durasi kebocoran yaitu berdasarkan sistem deteksi-isolasi dan berdasarkan penghitungan. Kedua data durasi kebocoran tersebut dibandingkan, lalu dipilih yang terkecil untuk digunakan sebagai durasi kebocoran yang sebenarnya. Tipe kebocoran *instantaneous* dianggap memiliki durasi kebocoran sebenarnya 0 menit hal ini dikarenakan ketika alat memiliki tipe ini maka fluida yang berada di dalam akan seketika keluar. Dengan ketentuan yang ada maka durasi kebocoran sebenarnya adalah sebagai berikut:

Tabel 4.5 Durasi Kebocoran Sebenarnya

Ukuran Lubang	Durasi Kebocoran berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi (min)	Durasi Kebocoran berdasarkan Penghitungan (min)	Durasi Kebocoran Sebenarnya (min)
$\frac{1}{4}$ inch	40	1,232.57	40
1 inch	30	76.9	30
4 inch	20	4.81	0
16 inch	0	0.3	0

Semua data yang telah didapatkan di atas ditulis ke dalam Worksheet Part A (Lampiran B hal. xxxviii dan Lampiran C hal. liii).





#### 4.2.1.2 Bagian C1: Penghitungan Konsekuensi Keterbakaran

Akibat adanya sistem deteksi dan sistem isolasi maka laju kebocoran tereduksi, hal ini dikarenakan adanya penyesuaian dengan kondisi nyata. Besarnya reduksi dari laju kebocoran ini dapat dilihat pada Tabel 2.7. Berdasarkan sistem deteksi dan isolasi dari peralatan maka besar reduksi laju kebocoran dari alat tersebut adalah 15%. Sehingga nilai awal dari laju kebocoran pada Tabel 4.2 berubah menjadi sebagai berikut:

Tabel 4.6 Nilai Total Laju Kebocoran

Ukuran Lubang	Laju Kebocoran (lbs/sec)	Total Laju Kebocoran (lbs/sec)
¼ inch	0.277	0.236
1 inch	4.44	3.774
4 inch	71.03	60.38
16 inch	1,136.46	965.99

Pada saat terjadi kebocoran ada luasan daerah yang terkena dampaknya. Luasan daerah terdampak ini dibagi menjadi dua yaitu luas daerah kerusakan dan luas daerah berbahaya. Nilai dari luasan daerah terdampak fluida representatif  $C_{17}$ - $C_{25}$  dapat dihitung menggunakan persamaan yang ada pada Tabel 2.13 untuk tipe kebocoran *continuous* untuk fasa akhir fluida dan Tabel 2.15 untuk tipe kebocoran *instantaneous* untuk fasa akhir fluida. Sehingga luasan daerah kebocoran untuk adalah sebagai berikut:

Tabel 4.7 Luas Daerah Dampak Kebocoran

Ukuran Lubang	Luas Daerah Kerusakan (ft <sup>2</sup> )	Luas Daerah Berbahaya (ft <sup>2</sup> )
¼ inch	6.298	18.184
1 inch	76.502	214.806
4 inch	927.529	2,533.134
16 inch	11,246.793	29,875.698



Dengan adanya sistem mitigasi maka luasan yang terdampak dapat direduksi. Sistem mitigasi pada *production separator* hanya melakukan tindakan monitoring terhadap sistem air pemadam saja maka sesuai dengan Tabel 2.16 luasan yang dapat direduksi adalah 5%. Maka luasan dampak kebocoran pada Tabel 4.7 menjadi sebagai berikut:

Tabel 4.8 Luas Daerah Dampak Kebocoran Setelah Reduksi

Ukuran Lubang	Luas Daerah Kerusakan (ft <sup>2</sup> )	Luas Daerah Berbahaya (ft <sup>2</sup> )
¼ inch	5.983	17.275
1 inch	72.677	204.066
4 inch	881.153	2,406.477
16 inch	10,684.453	28,381.913

Semua data yang telah didapatkan di atas ditulis ke dalam Worksheet Part C1 (Lampiran B hal. xiv dan Lampiran C hal. lx).

#### 4.2.1.3 Bagian C2: Penghitungan Konsekuensi Racun

Pada analisis kali ini tidak terdapat adanya senyawa HF atau H<sub>2</sub>S dalam peralatan yang dianalisis sehingga worksheet part C2 ini dapat ditiadakan dan memiliki nilai 0.

#### 4.2.2 Kemungkinan Kegagalan (*Probability of Failure*)

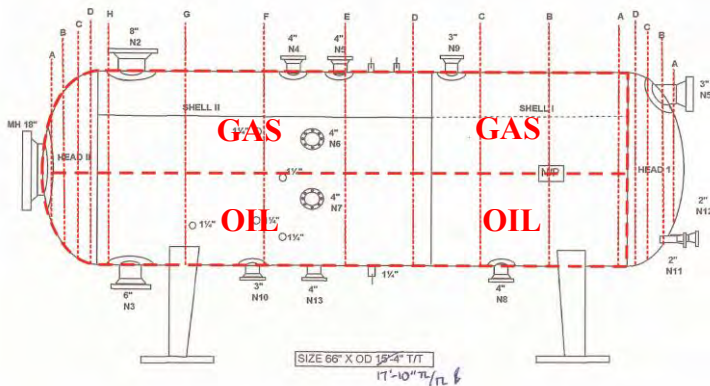
##### 4.2.2.1 Bagian B: Analisis Kemungkinan

Menghitung kemungkinan kegagalan didasarkan dengan penghitungan TMSF (*Technical Module Sub-Factor*). TMSF merupakan penghitungan berdasarkan jenis kerusakan yang dialami oleh peralatan. Terdapat delapan jenis TMSF yaitu:

1. *Thinning*
2. *SCC (Stress Corrosion Cracking)*
3. *HTHA (High Temperature Hydrogen Attack)*
4. *Furnace Tube*
5. *Mechanical Fatigue*
6. *Brittle Fracture*
7. *Lining*
8. *External Damage*



Peralatan yang dianalisis kali ini merupakan pressure vessel. Berdasarkan API RBI 581 TMSF yang terjadi adalah *thinning* disebabkan adanya korosi setempat (*localized*) oleh faktor fluida yang dikandung. Menurut Jenny et al. (2007) dalam menganalisis sebuah peralatan yang berukuran besar maka peralatan tersebut dibagi menjadi beberapa bagian, hal ini dilakukan karena dalam proses pemurnian kondisi fluida dalam peralatan berbeda pada setiap bagiannya. Sehingga untuk menganalisis TMSF agar lebih akurat *production separator* dibagi menjadi beberapa bagian, hal ini dikarenakan perbedaan *corrosion rate* dari setiap bagian. Pembagian seperti ditunjukkan pada Gambar 4.1.



Gambar 4.1 Pembagian *Production Separator*

Untuk mendapatkan nilai dari TMSF *Thinning* perlu untuk dicari terlebih dahulu konstanta reduksinya. Dalam mencari konstanta reduksi dipakai persamaan di bawah:

$$a \cdot r/t \quad (3.1)$$

dimana

$a$  = lama pemakaian (tahun)



$r$  = corrosion rate (mm/year)

$t$  = tebal (mm)

Tabel 4.9 Nilai Konstanta Reduksi

Bagian	T <sub>awal</sub> (mm)	T <sub>akhir</sub> (mm)	$r$ (ST) (mm/year)	$a \cdot r / t$
H1 Mark A	16.1	15.28	0.27	0.053
H1 Mark B	16.1	15.28	0.27	0.053
H1 Mark C	16.42	14.76	0.55	0.112
H1 Mark D	15.34	13.13	0.74	0.169
H2 Mark A (Oil)	16.63	16.36	0.09	0.017
H2 Mark A (Gas)	16.43	15.92	0.17	0.032
H2 Mark B (Oil)	16.32	15.95	0.12	0.023
H2 Mark B (Gas)	16.33	15.75	0.19	0.036
H2 Mark C (Oil)	16.21	15.31	0.3	0.059
H2 Mark C (Gas)	16.39	15.48	0.3	0.058
H2 Mark D (Oil)	13.19	9.23	1.32	0.429
H2 Mark D (Gas)	15.69	15.27	0.14	0.028
S1 Mark A (Oil)	13.1	11.87	0.41	0.104
S1 Mark A (Gas)	13.1	11.89	0.4	0.101
S1 Mark B (Oil)	12.67	11.6	0.36	0.093
S1 Mark B (Gas)	13.36	12.75	0.2	0.047
S1 Mark C (Oil)	13.27	11.84	0.13	0.033
S1 Mark C (Gas)	13.26	12.87	0.48	0.112
S2 Mark D (Oil)	13.2	11.04	0.72	0.196
S2 Mark D (Gas)	13.03	12.1	0.31	0.077
S2 Mark E (Oil)	12.49	11.9	0.2	0.05
S2 Mark E (Gas)	13.3	12.56	0.25	0.06
S2 Mark F (Oil)	12.61	11.82	0.26	0.066
S2 Mark F (Gas)	13.27	12.41	0.29	0.07
S2 Mark G (Oil)	13.19	11.72	0.49	0.125
S2 Mark G (Gas)	13.06	10.6	0.82	0.232
S2 Mark H (Oil)	11.54	10.71	0.28	0.078
S2 Mark H (Gas)	12.97	12.71	0.09	0.021



Korosi yang terjadi pada *production separator* ETA-V-003 merupakan korosi lokal, sehingga untuk menentukan keefektifan dari inspeksi mengacu pada Table 2.19. Dari tabel didapatkan bahwa efektifitas inspeksi tergolong dalam *fairly effective* dikarenakan pengukuran ketebalan telah dilakukan dengan metode *Spot Ultrasonic Test* (UT) dan pemeriksaan visual namun tanpa adanya pelepasan bagian alat. Selama pemakaian, *production separator* telah dilaksanakan dua kali inspeksi yaitu pada tahun 2010 dan 2013. Sehingga jika ditinjau dari Tabel 2.20 didapatkan nilai TMSF sebagai berikut:



Tabel 4.10 Nilai TMSF (API RBI 581)

Bagian	$a \cdot r/t$	TMSF
H1 Mark A	0.053	1
H1 Mark B	0.053	1
H1 Mark C	0.112	2
H1 Mark D	0.169	70
H2 Mark A (Oil)	0.017	1
H2 Mark A (Gas)	0.032	1
H2 Mark B (Oil)	0.023	1
H2 Mark B (Gas)	0.036	1
H2 Mark C (Oil)	0.059	1
H2 Mark C (Gas)	0.058	1
H2 Mark D (Oil)	0.429	500
H2 Mark D (Gas)	0.028	1
S1 Mark A (Oil)	0.104	1
S1 Mark A (Gas)	0.101	1
S1 Mark B (Oil)	0.093	1
S1 Mark B (Gas)	0.047	1
S1 Mark C (Oil)	0.033	1
S1 Mark C (Gas)	0.112	1
S2 Mark D (Oil)	0.196	120
S2 Mark D (Gas)	0.077	1
S2 Mark E (Oil)	0.05	1
S2 Mark E (Gas)	0.06	1
S2 Mark F (Oil)	0.066	1
S2 Mark F (Gas)	0.07	1
S2 Mark G (Oil)	0.125	6
S2 Mark G (Gas)	0.232	170
S2 Mark H (Oil)	0.078	1
S2 Mark H (Gas)	0.021	1

Sebelum menentukan termasuk ke dalam kategori kemungkinan kegagalan yang mana, masih perlu dilakukan penghitungan TMSF *Adjust*. TMSF *Adjust* didapatkan dengan



mengalikan nilai TMSF dengan nilai faktor *overdesign*. Nilai faktor *overdesign* sendiri didapatkan dengan melihat rasio *Maximum Allowable Work Pressure* (MAWP) dengan *Operational Pressure* (OP). Berdasarkan Table 2.21 didapatkan bahwa faktor *overdesign* dari alat tersebut adalah 0.5. Sehingga nilai TMSF *Adjust* dari *production separator* adalah sebagai berikut:



Tabel 4.11 Nilai TMSF *Adjust*

Bagian	$a \cdot r/t$	TMSF <i>Adjust</i>
H1 Mark A	0.053	1
H1 Mark B	0.053	1
H1 Mark C	0.112	1
H1 Mark D	0.169	35
H2 Mark A (Oil)	0.017	1
H2 Mark A (Gas)	0.032	1
H2 Mark B (Oil)	0.023	1
H2 Mark B (Gas)	0.036	1
H2 Mark C (Oil)	0.059	1
H2 Mark C (Gas)	0.058	1
H2 Mark D (Oil)	0.429	250
H2 Mark D (Gas)	0.028	1
S1 Mark A (Oil)	0.104	1
S1 Mark A (Gas)	0.101	1
S1 Mark B (Oil)	0.093	1
S1 Mark B (Gas)	0.047	1
S1 Mark C (Oil)	0.033	1
S1 Mark C (Gas)	0.112	1
S2 Mark D (Oil)	0.196	60
S2 Mark D (Gas)	0.077	1
S2 Mark E (Oil)	0.05	1
S2 Mark E (Gas)	0.06	1
S2 Mark F (Oil)	0.066	1
S2 Mark F (Gas)	0.07	1
S2 Mark G (Oil)	0.125	3
S2 Mark G (Gas)	0.232	85
S2 Mark H (Oil)	0.078	1
S2 Mark H (Gas)	0.021	1

Setelah didapatkan nilai TMSF *Adjust* maka dapat ditentukan termasuk ke dalam kategori yang mana bagian dari





*production separator* dengan melihat Tabel 2.22. Sehingga didapatkan kategori kemungkinan kegagalan sebagai beri

Tabel 4.12 Kategori Kemungkinan Kegagalan (API RBI 581)

Bagian	Kategori Kemungkinan Kegagalan
H1 Mark A	2
H1 Mark B	2
H1 Mark C	2
H1 Mark D	3
H2 Mark A (Oil)	2
H2 Mark A (Gas)	2
H2 Mark B (Oil)	2
H2 Mark B (Gas)	2
H2 Mark C (Oil)	2
H2 Mark C (Gas)	2
H2 Mark D (Oil)	4
H2 Mark D (Gas)	2
S1 Mark A (Oil)	2
S1 Mark A (Gas)	2
S1 Mark B (Oil)	2
S1 Mark B (Gas)	2
S1 Mark C (Oil)	2
S1 Mark C (Gas)	2
S2 Mark D (Oil)	3
S2 Mark D (Gas)	2
S2 Mark E (Oil)	2
S2 Mark E (Gas)	2
S2 Mark F (Oil)	2
S2 Mark F (Gas)	2
S2 Mark G (Oil)	2
S2 Mark G (Gas)	3
S2 Mark H (Oil)	2
S2 Mark H (Gas)	2



Semua data yang telah didapatkan di atas ditulis ke dalam Worksheet Part B (Lampiran B hal. xliii dan Lampiran C hal. lviii).

### 4.2.3 Tingkat Resiko (*Risk Level*)

#### 4.2.3.1 Bagian D: Penghitungan Resiko

Menentukan nilai frekuensi kegagalan umum ( $g_{ff}$ ) dapat menggunakan Table 2.18 berdasarkan jenis peralatan yang dianalisis. Jenis alat yang saat ini dianalisis adalah *pressure vessel* sehingga frekuensi kegagalan umumnya adalah berikut:

Tabel 4.13 Nilai Frekuensi Kegagalan Umum ( $g_{ff}$ ) (API RBI 581)

Ukuran Lubang	$\frac{1}{4} inch$	1 inch	4 inch	16 inch
Frekuensi Kegagalan Umum	$4 \times 10^{-5}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$

Setelah menentukan nilai frekuensi kegagalan umum, langkah selanjutnya adalah menentukan nilai fraksi frekuensi kegagalan umum. Nilai fraksi frekuensi kegagalan umum didapatkan dengan membagi nilai frekuensi kegagalan umum ( $g_{ff}$ ) dengan jumlah total nilai frekuensi kegagalan umum (total  $g_{ff}$ ). Sehingga didapatkan data sebagai berikut:

Tabel 4.14 Nilai Fraksi Frekuensi Kegagalan Umum

Ukuran Lubang	$\frac{1}{4} inch$	1 inch	4 inch	16 inch
Fraksi Frekuensi Kegagalan Umum	$2.6 \times 10^{-1}$	$6.4 \times 10^{-1}$	$6.4 \times 10^{-2}$	$3.9 \times 10^{-2}$

Untuk menentukan kategori konsekuensi kegagalan, terlebih dahulu dihitung nilai luasan kerusakan yang disebabkan. Nilai luasan kerusakan ini didasarkan pengalihan luasan daerah



yang terkena dampak keterbakaran dan racun dengan fraksi frekuensi kegagalan umum. Dalam analisis kali ini hanya dipakai luasan dampak keterbakaran dikarenakan peralatan yang dianalisis tidak mengandung HF dan H<sub>2</sub>S. Sehingga didapatkan nilai sebagai berikut:

Tabel 4.15 Nilai Luasan Kerusakan

Ukuran Lubang	$\frac{1}{4}$ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Nilai Luasan Kerusakan (ft <sup>2</sup> )	4.492	130.602	154.015	1,106.895

Nilai luasan kerusakan pada setiap lubang dijumlahkan dan didapatkan nilai sebesar 1,396.004 ft<sup>2</sup>. Berdasarkan Tabel 2.17 maka peralatan memasuki kategori konsekuensi kegagalan D yaitu antara 1,000-10,000 ft<sup>2</sup>.

Setelah didapatkan kategori konsekuensi kegagalan maka dapat ditentukan tingkat resiko dari peralatan dengan mengkombinasikan dengan kategori kemungkinan kegagalan yang telah didapatkan sebelumnya. Berikut adalah tingkat resikonya:



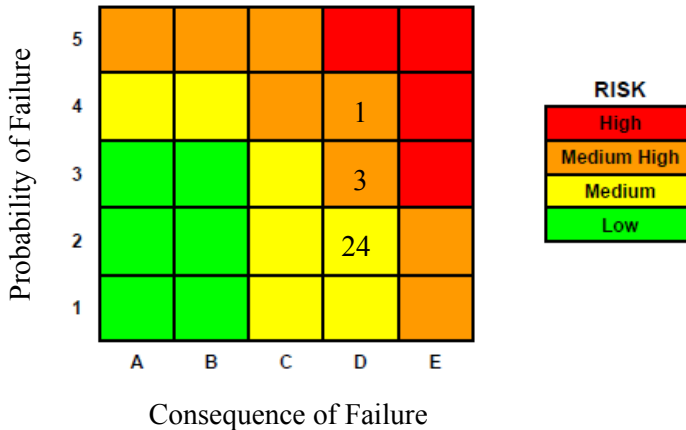
Tabel 4.16 Tingkat Resiko

Bagian	Kategori PoF	Kategori CoF	Tingkat Resiko
H1 Mark A	2	D	2-D
H1 Mark B	2	D	2-D
H1 Mark C	2	D	2-D
H1 Mark D	3	D	3-D
H2 Mark A (Oil)	2	D	2-D
H2 Mark A (Gas)	2	D	2-D
H2 Mark B (Oil)	2	D	2-D
H2 Mark B (Gas)	2	D	2-D
H2 Mark C (Oil)	2	D	2-D
H2 Mark C (Gas)	2	D	2-D
H2 Mark D (Oil)	4	D	4-D
H2 Mark D (Gas)	2	D	2-D
S1 Mark A (Oil)	2	D	2-D
S1 Mark A (Gas)	2	D	2-D
S1 Mark B (Oil)	2	D	2-D
S1 Mark B (Gas)	2	D	2-D
S1 Mark C (Oil)	2	D	2-D
S1 Mark C (Gas)	2	D	2-D
S2 Mark D (Oil)	3	D	3-D
S2 Mark D (Gas)	2	D	2-D
S2 Mark E (Oil)	2	D	2-D
S2 Mark E (Gas)	2	D	2-D
S2 Mark F (Oil)	2	D	2-D
S2 Mark F (Gas)	2	D	2-D
S2 Mark G (Oil)	2	D	2-D
S2 Mark G (Gas)	3	D	3-D
S2 Mark H (Oil)	2	D	2-D
S2 Mark H (Gas)	2	D	2-D

Semua data yang telah didapatkan di atas ditulis ke dalam Worksheet Part D (Terlampir).



#### 4.2.3.2 Risk Matrix



Dari *risk matrix* didapatkan data bahwa pada *Production Separator* ETA-V-003 terdapat 24 bagian yang menempati *medium risk* (2-D) dan 4 bagian yang menempati *medium high risk* (3-D dan 4-D).

Hal yang menyebabkan 24 bagian tersebut memiliki tingkat resiko *medium risk* sedangkan 4 bagian lainnya memiliki resiko *medium high risk* adalah nilai TMSF. Nilai TMSF pada 24 bagian dengan tingkat resiko *medium risk* berada pada jangkauan 1 – 10, sehingga menempatkannya pada kategori kemungkinan kegagalan 2. Pada 4 bagian dengan tingkat resiko *medium high risk* nilai TMSF berada pada jangkauan 10 – 100 dan 100 – 1,000. Tinggi atau rendahnya nilai TMSF ini dikarenakan nilai dari *corrosion rates*.

Pada bagian H1 Mark D, *corrosion rates* memiliki nilai sebesar 0.74 mm/year. Hal ini menyebabkan nilai dari  $a \cdot r/t$  adalah 0.169. Dengan nilai sebesar itu maka didapatkan nilai TMSF sama dengan 35. Bila dikonversikan maka nilai TMSF tersebut masuk ke dalam kategori kemungkinan kegagalan 3.



Corrosion rates pada bagian H2 Mark D (Oil) adalah 1.32 mm/year. Memberikan nilai  $a \cdot r/t$  sebesar 0.429. Dari nilai  $a \cdot r/t$  tersebut didapatkan nilai TMSF sebesar 250 sehingga menempati kategori kemungkinan kegagalan 4.

Bagian selanjutnya adalah S2 Mark D (Oil). Bagian ini memiliki corrosion rates 0.72 mm/year yang bila dihitung menghasilkan nilai  $a \cdot r/t$  sebesar 0.196. Dengan nilai tersebut berarti nilai TMSF adalah 60. Nilai TMSF 60 menempati kategori kemungkinan kegagalan 3.

Bagian dengan tingkat resiko medium high risk terakhir adalah S2 Mark G (Gas). Bagian ini memiliki corrosion rates sebesar 0.82 mm/year. Nilai  $a \cdot r/t$  adalah 0,232 dan nilai TMSF adalah 85. Sehingga kategori kemungkinan kegagalan adalah 3.

Tingkat resiko pada bagian-bagian tersebut dapat diturunkan menjadi lebih rendah. Hal ini dapat dicapai dengan meningkatkan kualitas sistem deteksi dan sistem isolasi hingga pada kategori A. Selain itu dapat juga dengan meningkatkan keefektifan inspeksi yang dilakukan sehingga mendapat kategori *highly effective*.

#### 4.3 Jadwal Inspeksi

Hasil analisis dengan berpedoman *Appendix B-Workbook for Semi-Quantitative Risk Based Inspection Analysis API RBI 581* menunjukkan bahwa 24 bagian menempati tingkat resiko *medium risk* (2-D) dan 4 bagian menempati tingkat resiko *medium high risk* (3-D dan 4-D). Dari hasil tersebut sudah tentu bahwa jadwal inspeksi masing-masing bagian perlu untuk dibedakan.

Menurut API RBI 581, untuk menentukan jadwal inspeksi dengan mekanisme kerusakan *thinning* adalah dengan melihat sisa umur pakainya (*remaining life*). Sama dengan *time based inspection*, jadwal dari inspeksi tidak boleh melewati setengah umur pakai. Berarti hal ini mengabaikan adanya tingkat resiko yang ada.



Menurut Ming-Kuen Chang et al. (2005), jadwal dari inspeksi sebuah alat menurut resikonya ditunjukkan dengan persamaan berikut:

$$NID = I_{ef}CR_L \quad (4.1)$$

Pada persamaan tersebut jadwal inspeksi selanjutnya,  $NID$ , ditentukan sebagai produk dari keefektifan inspeksi,  $I_{ef}$ , *confidence rating*,  $C$ , dan umur pakai sisa,  $R_L$ . Nilai keefektifan inspeksi yaitu 0 – 1, nilai tersebut berdasarkan kategori keefektifan inspeksi yang ada. Sedangkan nilai dari *confidence rating* diambil berdasarkan tingkat resikonya yaitu kurang dari 0.5 untuk tingkat resiko tinggi dan lebih dari 0.5 untuk tingkat resiko rendah. Untuk mencari umur pakai sisa dari peralatan digunakan persamaan dibawah ini:

$$R_L = \frac{t_{act}-t_{min}}{r} \quad (4.2)$$

dimana:

$t_{act}$  = tebal aktual (mm),  
 $t_{min}$  = tebal minimum (mm),  
 $r$  = *corrosion rates* (mm/year)

Dalam analisis kali ini digunakan persamaan di atas untuk menentukan jadwal inspeksi.

#### 4.3.1 Medium Risk

Pada hasil analisis terdapat 24 bagian yang menempati tingkat resiko *medium risk*. Dalam mencari jadwal inspeksinya tidak semua bagian tersebut dihitung, hanya diambil salah satu bagian dengan nilai *corrosion rates* paling tinggi pada tingkat resiko tersebut. Dipilihnya *corrosion rates* sebagai acuan dikarenakan yang paling berpengaruh terhadap umur pakai sisa. Dari data yang ada maka nilai *corrosion rates* paling tinggi adalah 0.55 mm/year pada bagian H1 Mark C. Dengan nilai tebal



minimum *production separator* 11.43 *inch* maka jadwal inspeksinya adalah sebagai berikut:

$$R_L = \frac{t_{act} - t_{min}}{r} = \frac{14.76 - 11.43}{0.55} = 6.054 \approx 6 \text{ years}$$

$$NID = I_{ef}CR_L = (0.6)(0.75)(6) = 2.7 \approx 3 \text{ years}$$

Hasil di atas menunjukkan untuk bagian dengan tingkat resiko *medium risk* jadwal inspeksi selanjutnya adalah 3 tahun.

#### 4.3.2 Medium High Risk

Diketahui terdapat 4 bagian memiliki tingkat resiko *medium high risk* dengan rincian 3 bagian pada matriks 3-D dan 1 bagian pada matriks 4-D. Bagian tersebut disarankan untuk dilakukannya *detail analysis* dan *repair*. Hal ini dikarenakan bagian-bagian tersebut memiliki tebal aktual yang lebih kecil dari tebal minimum yang dibutuhkan sehingga tidak layak untuk beroperasi. Selain itu *corrosion rates* dari keempat bagian tersebut terlalu tinggi.

#### 4.4 Metode Inspeksi

Untuk menentukan metode inspeksi yang tepat adalah dengan melihat mekanisme kerusakan yang terjadi. Pada analisis kali ini, alat mengalami kerusakan berupa *thinning* yaitu penipisan ketebalan dinding alat akibat adanya korosi lokal (*localized corrosion*).

Menurut API RBI 581, ada beberapa metode yang dapat digunakan yaitu *visual examination*, *ultrasonic straight beam*, *eddy current*, *flux leakage*, *radiography* dan *dimensional measurement*. Metode-metode tersebut merupakan metode yang paling efektif digunakan untuk jenis kerusakan *thinning*. Selain itu, metode di atas merupakan jenis NDE (*Non-Destructive Examination*) yaitu inspeksi yang dapat dilakukan tanpa mengganggu proses produksi.





Tidak semua metode di atas digunakan dalam penerapannya, hal ini menyangkut biaya bila semua metode digunakan. Dari metode di atas diambil *visual examination* dan *ultrasonic straight beam* sebagai metode inspeksi yang tepat digunakan pada *Production Separator* ETA-V-003. Kedua metode tersebut dipilih karena dirasa paling efisien dan cepat untuk mendapatkan hasil.



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Dari hasil analisis maka dapat didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. *Production Separator* ETA-V-003 memiliki 24 bagian yang menempati kategori resiko *medium risk* dan 4 bagian yang menempati kategori resiko *medium high risk*, sehingga penjadwalan inspeksi untuk bagian dengan tingkat resiko *medium risk* adalah 3 tahun dan untuk *medium high risk* dilakukan *detail analysis* dan *repair*.
2. Metode inspeksi yang tepat untuk dilakukan pada *Production Separator* ETA-V-003 adalah NDE (*Non-Destructive Examination*) yang meliputi *visual examination* dan *ultrasonic straight beam*.

#### **5.2 Saran**

Saran yang dapat diberikan sebagai berikut:

1. Sebaiknya efektifitas dari inspeksi yang dilakukan lebih ditingkatkan, hal ini dikarenakan dengan inspeksi yang lebih efektif maka resiko dapat dikurangi.
2. Melakukan perbaikan sistem pendataan pada inspeksi, karena dengan pendataan yang lebih baik maka hasil dari analisis dapat lebih akurat.
3. Untuk bagian yang memiliki resiko lebih tinggi dapat dilakukan analisis kuantitatif sehingga tindakan selanjutnya lebih tepat sasaran.



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## LAMPIRAN A

### Appendix B – Workbook for Semi-Quantitative Risk-Based Inspection Analysis API 581 Based Resource Document

<b>Part A Release Rate Calculation</b>		
<b>Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes</b>		
<b>Step I</b>	<b>Calculate Release Rate</b>	
1	Enter Representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.1 in Section 7.1)	
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in section 2 of Appendix B.	
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, Table B-1).	lbs.
3	Use Table 7.6 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	
4	Use Table 7.6 to enter isolation rating applicable to the detection systems present in the area.	

5	Use Table 7.7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
6	Enter operating pressure	psia			
7	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas		Liquid	
<b>Gas Release Rate</b>					
8	Enter the process temperature	°F			
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	BTU/lb-mol°F			
10	Calculate and enter K [ $K = C_p / [C_p - R]$ ] where R is ideal gas constant. (1.987 BTU/lb-mol°F)				
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 7.2 in Section 7.5.2.	psia			
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If yes, circle "sonic" go to Line 13. If no, circle "subsonic" and skip to Line 14.	Sonic		Subsonic	

	Hole Size	0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
13	Use sonic Equation 7.3 in Section 7.5.3 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
14	Use subsonic Equation 7.4 in Section 7.5.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
<b>Liquid Release Rate</b>					
15	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.5.1 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
<b>Step II</b>	<b>Determine Release Type For Each Hole Size</b>				
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 : (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	min	min	min	min



17	Is flow rate (lines 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 0.25 in. hole sizes are always "cont".	inst / cont	inst / cont	inst / cont	inst / cont
<b>Determination of Phase After Release</b>					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, $T_{\text{nbp}}$	°F			
19	Use Table 7.3 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase				
20	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and Line 19. This is the release type (i.e., II. For instantaneous liquid, etc.)				

21	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory + release rate.)	min	min	min	min
<b>Determination of Instantaneous Release Mass</b>					
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	lbs.			

<b>Part B Likelihood Analysis</b>				
<b>Likelihood Analysis is the product of several factory that can be indicate likelihood of equipment failure.</b>				
Step I Technical Modules Subfactor (See Section 8.3.1)				
Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.				
If no damage mechanisms are identified, then enter -2 as technical module subfactor (Line 11).				
1. Identified damage mechanisms				
1a. Thinning/Corrosion (Y/N)				
1b. HTHA (Y/N)				
1c. SCC (Y/N)				
Note: Items 2 through 7 are for recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below		1a	1b	1c
2	Age of equipment in current service			
2A.	Estimated/measured corrosion rate			

2B.	Nelson Curve Temperature			
2C.	SCC Crack Size or Suspectibility			
3	Calculate left column of Technical Module table			
4	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)			
4A.	Number of Inspections			
5	Technical module subfactor from table			
6	Correction for overdesign			
7	Correction for highly reliable damage rate data			
8	Corrected technical module subfactor			
9	Combined technical module subfactor			
10	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B			

<b>Part C.1 Flammable Consequence Calculations</b>					
<b>Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon</b>					
<b>Representative Material</b>					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).				
Hole Sizes		0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
<b>Release Type</b>					
2	Copy release type (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).				
<b>Release Rate or Mass</b>					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
<b>Detection Rating</b>					
4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).				

Isolation Rating					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the isolation systems present in the area).				
Adjustments for Flammable Event Mitigation					
6	Look at Table 7.14 in Section 7.8 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
Equipment Damage Area					

7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Tables 7.10 to 7.13 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equation. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.12 or 7.13 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.10 or 7.11.				
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
<b>Potential Fatalities Areas</b>					
8	Look at Area of Potential Fatalities in Consequence Equation Tables 7.10 to 7.13 and raplace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.12 or 7.13 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.10 or 7.11.				
<b>Consequence Reduction</b>					

9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.14, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the <i>Equipment Damage Area</i> .	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.14, Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>



## **Part C.2 Toxic Consequence Calculations**

### **Estimation of the toxic consequence area for a release of HF or H2S**

1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H2S.				
Hole Sizes		0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).				
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	min	min	min	min

5	For "continuous," see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H2S). Select curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rates given in Line 3.	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
6	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	lb	lb	lb	lb
7	For "instantaneous," see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area for release mass given in Line 6.	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>

<b>Part D Risk Calculations</b>					
<b>Risk values for release scenario from a single piece of equipment</b>					
Hole Sizes		0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.				
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	/yr			
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
6	Copy toxic consequence results (Line 10 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2)	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>

7	Multiply each value in Line 6 by corresponding fraction in Line 3.	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	ft <sup>2</sup>			
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	ft <sup>2</sup>			
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to category according to Appendix B, Table B-3. This is the Consequence Category.				
11	Copy the Likelihood Category from Part B, Line 10 of this workbook.				
12	Convert the categories from Line 10 and 11 to risk category using Appendix B, Figure 2.				

**LAMPIRAN B**  
**Contoh Pengisian Workbook untuk *Medium Risk***

<b>Part A Release Rate Calculation</b>						
<b>Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes</b>						
<b>Step I</b>	<b>Calculate Release Rate</b>					
1	Enter Representative material contained in equipment being evaluated. (Table 2.1)	<b>C<sub>17</sub>-C<sub>25</sub></b>				
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table 2.4.	<b>C</b>				
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (Table 2.4)	<b>50,000</b> lbs.				
3	Use Table 2.9 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	<b>B</b>				
4	Use Table 2.10 to enter isolation rating applicable to the detection systems present in the area.	<b>B</b>				
5	Use Table 2.11 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	<b>40 min.</b> 0.25 in.	<b>30 min.</b> 1 in.	<b>20 min.</b> 4 in.	<b>0 min.</b> Rupture	

6	Enter operating pressure	<b>110</b> psia			
7	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas		<div style="border: 1px solid black; border-radius: 50%; padding: 5px; display: inline-block;"> <b>Liquid</b> </div>	
<b>Gas Release Rate</b>					
8	Enter the process temperature	°F			
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	BTU/lb-mol°F			
10	Calculate and enter K [ $K = C_p / (C_p - R)$ ] where R is ideal gas constant. (1.987 BTU/lb-mol°F)				
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 2.3.	psia			
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If yes, circle "sonic" go to Line 13. If no, circle "subsonic" and skip to Line 14.	Sonic		Subsonic	
	Hole Size	0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture

13	Use sonic Equation 2.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
14	Use subsonic Equation 2.5 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
<b>Liquid Release Rate</b>					
15	Use liquid release Equation 2.2 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	<b>0.277</b> lb/sec	<b>4.44</b> lb/sec	<b>71.3</b> lb/sec	<b>1,136.46</b> lb/sec
<b>Step II</b>	<b>Determine Release Type For Each Hole Size</b>				
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 : (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	<b>1,232.57</b> min.	<b>76.9</b> min.	<b>4.81</b> min.	<b>0.3</b> min.

17	Is flow rate (lines 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 0.25 in. hole sizes are always "cont".	inst / <b>cont</b>	inst / <b>cont</b>	<b>inst</b> / cont	<b>inst</b> / cont
<b>Determination of Phase After Release</b>					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, $T_{nbp}$	<b>651</b> °F			
19	Use Table 2.8 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase	<b>liquid</b>	<b>liquid</b>	<b>liquid</b>	<b>liquid</b>
20	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and Line 19. This is the release type (i.e., II. For instantaneous liquid, etc.)	<b>cont liquid</b>	<b>cont liquid</b>	<b>inst liquid</b>	<b>inst liquid</b>
21	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory + release rate.)	<b>40 min.</b>	<b>30 min.</b>	<b>0 min.</b>	<b>0 min.</b>



<b>Determination of Instantaneous Release Mass</b>		
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	<b>20,485.36</b> lbs.

<b>Part B Likelihood Analysis</b>				
<b>Likelihood Analysis is the product of several factory that can be indicate likelihood of equipment failure.</b>				
Step I Technical Modules Subfactor				
Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.				
If no damage mechanisms are identified, then enter -2 as technical module subfactor (Line 11).				
1. Identified damage mechanisms				
1a. Thinning/Corrosion (Y/N)				
1b. HTHA (Y/N)				
1c. SCC (Y/N)				
Note: Items 2 through 7 are for recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below			1a	1b
2	Age of equipment in current service		34	
2A.	Estimated/measured corrosion rate		0.55	

2B. Nelson Curve Temperature				
2C. SCC Crack Size or Suspectibility				
3	Calculate left column of Technical Module table	<b>0.112</b>		
4	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	<b>F</b>		
4A. Number of Inspections		<b>2</b>		
5	Technical module subfactor from table	<b>2</b>		
6	Correction for overdesign	<b>0.5</b>		
7	Correction for highly reliable damage rate data	<b>0.8</b>		
8	Corrected technical module subfactor	<b>1</b>		
9	Combined technical module subfactor	<b>1</b>		
10	Likelihood category from Table 2.22	<b>2</b>		

<b>Part C.1 Flammable Consequence Calculations</b>					
<b>Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon</b>					
<b>Representative Material</b>					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	<b>C<sub>17</sub>-C<sub>25</sub></b>			
Hole Sizes		0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
<b>Release Type</b>					
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	<b>cont liquid</b>	<b>cont liquid</b>	<b>inst liquid</b>	<b>inst liquid</b>
<b>Release Rate or Mass</b>					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	<b>0.277</b> lb/sec	<b>4.44</b> lb/sec	<b>71.3</b> lb/sec	<b>1,136.46</b> lb/sec
<b>Detection Rating</b>					

4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	<b>B</b>	<b>B</b>	<b>B</b>	<b>B</b>
<b>Isolation Rating</b>					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the isolation systems present in the area).	<b>B</b>	<b>B</b>	<b>B</b>	<b>B</b>
<b>Adjustments for Flammable Event Mitigation</b>					
6	Look at Table 2.7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	<b>0.236</b> lb/sec	<b>3.774</b> lb/sec	<b>60.38</b> lb/sec	<b>965.99</b> lb/sec
<b>Equipment Damage Area</b>					

7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Tables 2.12 to 2.15 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equation. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 2.14 or 2.15 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 2.12 or 2.13.	<b>6.298</b> ft <sup>2</sup>	<b>76.502</b> ft <sup>2</sup>	<b>927.529</b> ft <sup>2</sup>	<b>11,246.793</b> ft <sup>2</sup>
<b>Potential Fatalities Areas</b>					
8	Look at Area of Potential Fatalities in Consequence Equation Tables 2.12 to 2.15 and raplace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 2.14 or 2.15 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 2.12 or 2.13.	<b>18.184</b> ft <sup>2</sup>	<b>214.806</b> ft <sup>2</sup>	<b>2,533.134</b> ft <sup>2</sup>	<b>29,875.698</b> ft <sup>2</sup>
<b>Consequence Reduction</b>					

9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 2.16, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the <i>Equipment Damage Area</i> .	<b>5.983</b> ft <sup>2</sup>	<b>72.677</b> ft <sup>2</sup>	<b>881.153</b> ft <sup>2</sup>	<b>10,684.453</b> ft <sup>2</sup>
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 2.16, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	<b>17.275</b> ft <sup>2</sup>	<b>204.066</b> ft <sup>2</sup>	<b>2,406.477</b> ft <sup>2</sup>	<b>28,381.913</b> ft <sup>2</sup>

**Part C.2 Toxic Consequence Calculations****Estimation of the toxic consequence area for a release of HF or H2S**

1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H2S.	-	-	-	-
Hole Sizes		0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	-	-	-	-
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	- lb/sec	- lb/sec	- lb/sec	- lb/sec
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	- min	- min	- min	- min



5	For "continuous," see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H2S). Select curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rates given in Line 3.	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>
6	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	- lb	- lb	- lb	- lb
7	For "instantaneous," see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area for release mass given in Line 6.	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>

<b>Part D Risk Calculations</b>					
<b>Risk values for release scenario from a single piece of equipment</b>					
Hole Sizes		0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 2.18.	<b>4x10<sup>-5</sup></b>	<b>1x10<sup>-4</sup></b>	<b>1x10<sup>-5</sup></b>	<b>6x10<sup>-6</sup></b>
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	<b>1.56x10<sup>-4</sup></b> /yr			
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	<b>2.6x10<sup>-1</sup></b>	<b>6.4x10<sup>-1</sup></b>	<b>6.4x10<sup>-2</sup></b>	<b>3.9x10<sup>-2</sup></b>
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	<b>17.275</b> ft <sup>2</sup>	<b>204.066</b> ft <sup>2</sup>	<b>2,406.477</b> ft <sup>2</sup>	<b>28,381.913</b> ft <sup>2</sup>
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	<b>4.496</b> ft <sup>2</sup>	<b>130.602</b> ft <sup>2</sup>	<b>154.015</b> ft <sup>2</sup>	<b>1,106.895</b> ft <sup>2</sup>
6	Copy toxic consequence results (Line 10 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2)	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>

7	Multiply each value in Line 6 by corresponding fraction in Line 3.	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	<b>1,396.004</b> ft <sup>2</sup>			
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	- ft <sup>2</sup>			
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to category according to Table 2.17. This is the Consequence Category.	<b>D</b>			
11	Copy the Likelihood Category from Part B, Line 10 of this workbook.	<b>2</b>			
12	Convert the categories from Line 10 and 11 to risk category using Appendix B, Figure 2.	<b>2-D</b>			

**LAMPIRAN C**  
**Contoh Pengisian Workbook untuk *Medium High Risk***

<b>Part A Release Rate Calculation</b> <b>Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes</b>						
<b>Step I</b>	<b>Calculate Release Rate</b>					
1	Enter Representative material contained in equipment being evaluated. (Table 2.1)	<b>C<sub>17</sub>-C<sub>25</sub></b>				
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table 2.4.	<b>C</b>				
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (Table 2.4)	<b>50,000</b> lbs.				
3	Use Table 2.9 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	<b>B</b>				
4	Use Table 2.10 to enter isolation rating applicable to the detection systems present in the area.	<b>B</b>				
5	Use Table 2.11 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	<b>40 min.</b> 0.25 in.	<b>30 min.</b> 1 in.	<b>20 min.</b> 4 in.	<b>0 min.</b> Rupture	

6	Enter operating pressure	<b>110</b> psia			
7	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas	<div style="border: 1px solid black; border-radius: 50%; padding: 5px; display: inline-block;"> <b>Liquid</b> </div>		
<b>Gas Release Rate</b>					
8	Enter the process temperature	°F			
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	BTU/lb-mol°F			
10	Calculate and enter K [ $K = C_p / (C_p - R)$ ] where R is ideal gas constant. (1.987 BTU/lb-mol°F)				
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 2.3.	psia			
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If yes, circle "sonic" go to Line 13. If no, circle "subsonic" and skip to Line 14.	Sonic	Subsonic		
	Hole Size	0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture

13	Use sonic Equation 2.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
14	Use subsonic Equation 2.5 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
<b>Liquid Release Rate</b>					
15	Use liquid release Equation 2.2 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	<b>0.277</b> lb/sec	<b>4.44</b> lb/sec	<b>71.3</b> lb/sec	<b>1,136.46</b> lb/sec
<b>Step II</b>	<b>Determine Release Type For Each Hole Size</b>				
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 : (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	<b>1,232.57</b> min.	<b>76.9</b> min.	<b>4.81</b> min.	<b>0.3</b> min.

17	Is flow rate (lines 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 0.25 in. hole sizes are always "cont".	inst / <b>cont</b>	inst / <b>cont</b>	<b>inst</b> / cont	<b>inst</b> / cont
<b>Determination of Phase After Release</b>					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, $T_{nbp}$	<b>651</b> °F			
19	Use Table 2.8 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase	<b>liquid</b>	<b>liquid</b>	<b>liquid</b>	<b>liquid</b>
20	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and Line 19. This is the release type (i.e., II. For instantaneous liquid, etc.)	<b>cont liquid</b>	<b>cont liquid</b>	<b>inst liquid</b>	<b>inst liquid</b>
21	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory + release rate.)	<b>40 min.</b>	<b>30 min.</b>	<b>0 min.</b>	<b>0 min.</b>

<b>Determination of Instantaneous Release Mass</b>		
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	<b>20,485.36</b> lbs.



<b>Part B Likelihood Analysis</b>					
<b>Likelihood Analysis is the product of several factory that can be indicate likelihood of equipment failure.</b>					
Step I Technical Modules Subfactor					
Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.					
If no damage mechanisms are identified, then enter -2 as technical module subfactor (Line 11).					
1. Identified damage mechanisms					
1a. Thinning/Corrosion (Y/N)					
1b. HTHA (Y/N)					
1c. SCC (Y/N)					
Note: Items 2 through 7 are for recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below			1a	1b	1c
2	Age of equipment in current service		<b>34</b>		
2A.	Estimated/measured corrosion rate		<b>1.32</b>		

2B. Nelson Curve Temperature				
2C. SCC Crack Size or Suspectibility				
3	Calculate left column of Technical Module table	<b>0.429</b>		
4	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	<b>F</b>		
4A. Number of Inspections		<b>2</b>		
5	Technical module subfactor from table	<b>500</b>		
6	Correction for overdesign	<b>0.5</b>		
7	Correction for highly reliable damage rate data	<b>0.8</b>		
8	Corrected technical module subfactor	<b>250</b>		
9	Combined technical module subfactor	<b>250</b>		
10	Likelihood category from Table 2.22	<b>4</b>		

<b>Part C.1 Flammable Consequence Calculations</b>					
<b>Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon</b>					
<b>Representative Material</b>					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	<b>C<sub>17</sub>-C<sub>25</sub></b>			
Hole Sizes		0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
<b>Release Type</b>					
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	<b>cont liquid</b>	<b>cont liquid</b>	<b>inst liquid</b>	<b>inst liquid</b>
<b>Release Rate or Mass</b>					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	<b>0.277</b> lb/sec	<b>4.44</b> lb/sec	<b>71.3</b> lb/sec	<b>1,136.46</b> lb/sec
<b>Detection Rating</b>					

4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	<b>B</b>	<b>B</b>	<b>B</b>	<b>B</b>
<b>Isolation Rating</b>					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the isolation systems present in the area).	<b>B</b>	<b>B</b>	<b>B</b>	<b>B</b>
<b>Adjustments for Flammable Event Mitigation</b>					
6	Look at Table 2.7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	<b>0.236</b> lb/sec	<b>3.774</b> lb/sec	<b>60.38</b> lb/sec	<b>965.99</b> lb/sec
<b>Equipment Damage Area</b>					

7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Tables 2.12 to 2.15 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equation. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 2.14 or 2.15 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 2.12 or 2.13.	<b>6.298</b> ft <sup>2</sup>	<b>76.502</b> ft <sup>2</sup>	<b>927.529</b> ft <sup>2</sup>	<b>11,246.793</b> ft <sup>2</sup>
<b>Potential Fatalities Areas</b>					
8	Look at Area of Potential Fatalities in Consequence Equation Tables 2.12 to 2.15 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 2.14 or 2.15 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 2.12 or 2.13.	<b>18.184</b> ft <sup>2</sup>	<b>214.806</b> ft <sup>2</sup>	<b>2,533.134</b> ft <sup>2</sup>	<b>29,875.698</b> ft <sup>2</sup>
<b>Consequence Reduction</b>					

9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 2.16, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the <i>Equipment Damage Area</i> .	<b>5.983</b> ft <sup>2</sup>	<b>72.677</b> ft <sup>2</sup>	<b>881.153</b> ft <sup>2</sup>	<b>10,684.453</b> ft <sup>2</sup>
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 2.16, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	<b>17.275</b> ft <sup>2</sup>	<b>204.066</b> ft <sup>2</sup>	<b>2,406.477</b> ft <sup>2</sup>	<b>28,381.913</b> ft <sup>2</sup>

<b>Part C.2 Toxic Consequence Calculations</b> <b>Estimation of the toxic consequence area for a release of HF or H2S</b>					
1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H2S.	-	-	-	-
Hole Sizes		0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	-	-	-	-
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	- lb/sec	- lb/sec	- lb/sec	- lb/sec
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	- min	- min	- min	- min

5	For "continuous," see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H2S). Select curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rates given in Line 3.	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>
6	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	- lb	- lb	- lb	- lb
7	For "instantaneous," see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area for release mass given in Line 6.	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>



<b>Part D Risk Calculations</b>					
<b>Risk values for release scenario from a single piece of equipment</b>					
Hole Sizes		0.25 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 2.18.	<b>4x10<sup>-5</sup></b>	<b>1x10<sup>-4</sup></b>	<b>1x10<sup>-5</sup></b>	<b>6x10<sup>-6</sup></b>
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	<b>1.56x10<sup>-4</sup></b> /yr			
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	<b>2.6x10<sup>-1</sup></b>	<b>6.4x10<sup>-1</sup></b>	<b>6.4x10<sup>-2</sup></b>	<b>3.9x10<sup>-2</sup></b>
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	<b>17.275</b> ft <sup>2</sup>	<b>204.066</b> ft <sup>2</sup>	<b>2,406.477</b> ft <sup>2</sup>	<b>28,381.913</b> ft <sup>2</sup>
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	<b>4.496</b> ft <sup>2</sup>	<b>130.602</b> ft <sup>2</sup>	<b>154.015</b> ft <sup>2</sup>	<b>1,106.895</b> ft <sup>2</sup>
6	Copy toxic consequence results (Line 10 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2)	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>

7	Multiply each value in Line 6 by corresponding fraction in Line 3.	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>	- ft <sup>2</sup>
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	<b>1,396.004</b> ft <sup>2</sup>			
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	- ft <sup>2</sup>			
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to category according to Table 2.17. This is the Consequence Category.	<b>D</b>			
11	Copy the Likelihood Category from Part B, Line 10 of this workbook.	<b>4</b>			
12	Convert the categories from Line 10 and 11 to risk category using Appendix B, Figure 2.	<b>4-D</b>			

## DAFTAR PUSTAKA

- American Petroleum Institute (API). 2000. Risk Based Inspection Based Resource Document API 581. Washington, D.C: API Publishing Services
- American Petroleum Institute (API). 2008. Risk Based Inspection Recommended Practice API 581. Washington, D.C: API Publishing Services
- American Petroleum Institute (API). 2006. Pressure Vessel Inspection Code: In-Service Inspection, Rating, Repair, and Alteration. Washington, D.C: API Publishing Services
- Buthod, Paul. 2001. Pressure Vessel Handbook Twelfth Edition. Tulsa, Oklahoma: Pressure Vessel Publishing, Inc
- Devold, Havard. 2006. Oil and Gas Production Handbook: An Introduction to Oil and Gas Production. Oslo: ABB ATPA Oil and Gas
- Sulistijono. 1999. Diktat Kuliah Korosi. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember
- Wipri Alma. 2011. Assesment Risk Based Inspection (RBI) pada Storage Tank (31 T 2) di Pertamina RU IV Cilacap.
- Joki R. R. 2010. Risk Assessment Pipa Gas (Piping) 6", 8", 12", 16", dan 18" Terhadap Serangan Korosi di Anjungan Lepas Pantai PT. X dengan Menggunakan Metode Risk Based Inspection (RBI)
- Christian H, Kauer SR. 2004. Regulatory Requirments Related to Risk-Based Inspection and Maintenance. International Journal of Pressure Vessel and Piping
- Mohammad R.S., Mohammad N.B. 2013. Comparison of API 510 Pressure Vessel Inspection Planning with API 581 Risk-Based Inspection Planning Approaches. International Journal of Pressure Vessel and Piping
- Simpson, Jenny. 2007. The Application of Risk Based Inspection to Pressure Vessel and Aboveground Storage Tanks in Petroleum Fuel Refineries

Ming-Kuen Chang, Ren-Rong Chang. 2005. Application of Risk  
Based Inspection in Refinery and Processing Piping

## BIODATA PENULIS



Penulis bernama Moamar Al Qathafi dan lahir pada tanggal 13 Maret 1993 di Surabaya. Penulis merupakan anak tunggal dari pasangan Ir. Sudibyo dan Soehartatik. Penulis melakukan studi formal bermula pada SDN Pucang IV Sidoarjo, SMP Negeri 1 Sidoarjo, SMA Negeri 1 Sidoarjo dan sampai sekarang pada Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS Surabaya pada tahun 2011 melalui jalur kemitraan mandiri.

Pada tahun 2012-2014 penulis aktif dalam organisasi kemahasiswaan. Pada tahun 2012-2013 penulis menjadi Staff Departemen Pengabdian Masyarakat HMMT FTI-ITS. Pada tahun 2013-2014 penulis menjadi Wakil II Kepala Departemen Pengabdian Masyarakat HMMT FTI-ITS. Penulis melakukan kerja praktek pada PT Semen Indonesia Tbk. Penulis mengambil tugas akhir dalam bidang korosi dan kegagalan material yang tepatnya membahas tentang inspeksi berbasis resiko pada Jurusan Teknik Material Dan Metalurgi FTI-ITS. Penulis memiliki email dan nomor handphone yang dapat dihubungi yaitu [moomt13@gmail.com](mailto:moomt13@gmail.com) / 085748657286.